

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA PARA RECUPERACIÓN DE ORO A
PARTIR DE MINERALES SULFURADOS CON TIOSULFATO DE
SODIO COMO AGENTE LIXIVIANTE**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO
QUÍMICO**

**SEBASTIÁN ANTONIO GÁMEZ RIVERA
(zebaz_1991@hotmail.com)**

**DIRECTOR: ING. ERNESTO HALE DE LA TORRE CHAUVÍN
(ernesto.delatorre@epn.edu.ec)**

Quito, abril 2015

© Escuela Politécnica Nacional (2015)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Sebastián Antonio Gámez Rivera, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Sebastián Antonio Gámez Rivera

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Sebastián Antonio Gámez Rivera, bajo mi supervisión.

Ing. Ernesto de la Torre PhD.
DIRECTOR DE PROYECTO

AUSPICIO

La presente investigación contó con el auspicio financiero del Proyecto PIS 12-39 de la Escuela Politécnica nacional, que se ejecuta en el Departamento de Metalurgia Extractiva.

AGRADECIMIENTOS

A mis padres que me apoyaron no solo durante el desarrollo de mi tesis sino durante los cinco años y medio que me demoré en terminar mi carrera.

Al Ing. Ernesto de la Torre que me brindó la oportunidad, conocimientos y los recursos necesarios para desarrollar el presente proyecto de titulación.

Al Ing. Marcelo Albuja quien fue tan amable de brindarme el amoníaco requerido sin el cual no hubiera sido posible el desarrollo del presente proyecto de titulación.

A Evelyn Criollo, la Sra. Verito, don Kléver y Pauly quienes me ayudaron con el manejo de los equipos del laboratorio y con los análisis que necesité para completar mi tema de tesis.

Al Ing. Juan Pablo Serrano cuyos conocimientos y consejos me sirvieron para encontrar la solución más adecuada a mi tema de tesis.

A mis compañeros tesistas: Mishel, Carolina, Diego y gato (David Quiroga), quienes con sus bromas y consejos me alentaron a no darme por vencido.

A Sebastián Suárez cuyos conocimientos y guía me permitieron elaborar el carbón activado impregnado con cobre metálico.

A la Ing. Eliana Manangón y al Ing. Isaac Meza por haberme ayudado en la corrección del presente trabajo.

A mis amigos de toda la carrera César Ron y Daniel Trujillo por ayudarme en la elaboración de los planos de este documento.

DEDICATORIA

A Dios cuya presencia en mi vida me ha permitido seguir adelante ante cualquier reto que se me presentase.

A mi mamá, mi papá y mi hermano quienes han estado conmigo en los momentos malos y buenos de mi vida.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	xiii
INTRODUCCIÓN	xiv
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1. Lixiviación de minerales auríferos con tiosulfato de sodio	4
1.1.1. Termodinámica del proceso de lixiviación con tiosulfato	6
1.1.2. Efecto de la concentración de amoníaco en la disolución de oro	13
1.1.3. Efecto de la concentración de iones cúprico	14
1.1.4. Efecto de la concentración de tiosulfato en la disolución de oro	15
1.2. Efecto de aditivos en la lixiviación de minerales auríferos con tiosulfato de sodio	17
1.2.1. Especies de sulfuro presentes en el mineral	18
1.2.2. Tipos de sal de tiosulfato	20
1.2.3. Aditivos reductores de consumo de tiosulfato	22
1.2.4. Plata disuelta en solución lixivante	25
1.2.5. Hierro metálico e ion férrico	26
1.2.6. Iones plúmbicos	29
1.3. Técnicas de recuperación de oro de soluciones lixiviadas con tiosulfato de sodio	31
1.3.1. Adsorción en resinas de intercambio iónico	31
1.3.2. Cementación de oro	34
1.3.3. Extracción por solventes	36
1.3.4. Flotación iónica	38
1.3.5. Adsorción de oro con carbón activado	39
1.3.6. Electrólisis	41
2. PARTE EXPERIMENTAL	43
2.1. Evaluación del proceso de lixiviación para recuperación de oro con tiosulfato de sodio como agente lixivante	46
2.1.1. Reducción de tamaño del mineral sulfurado aurífero	46
2.1.2. Evaluación del comportamiento del mineral sulfurado aurífero en la lixiviación	47
2.1.2.1. Ensayo de lixiviación con cianuro de sodio	47
2.1.2.2. Análisis de oro por ensayo al fuego	49
2.1.2.3. Ensayo de lixiviación con tiosulfato de sodio	51
2.2. Evaluación de los procesos de recuperación de oro por adsorción con carbón activado impregnado con cobre, flotación iónica y electrólisis	53
2.2.1. Ensayo de adsorción de oro con carbón activado	53

2.2.2. Ensayo de adsorción de oro en carbón activado impregnado con cobre metálico	54
2.2.3. Cementación de oro en polvo de cobre	56
2.2.4. Ensayo de flotación iónica	56
2.2.5. Ensayo de electrólisis	57
2.3. Dimensionamiento de los equipos de una planta de lixiviación de 100 t/d del mineral polisulfurado para recuperación de oro	58
2.4. Evaluación de la pre-factibilidad económica de la implementación industrial del proceso de lixiviación con tiosulfato de sodio para recuperación de oro	61
3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	63
3.1. Caracterización del mineral sulfurado	66
3.1.1. Composición química	63
3.1.2. Composición mineralógica	64
3.1.3. Tamaño de partícula en función del tiempo	65
3.1.4. Curva de molienda	65
3.2. Evaluación del proceso de lixiviación	66
3.2.1. Ensayos de lixiviación con soluciones amoniacales de tiosulfato de sodio con la presencia de iones cúprico	66
3.2.1.1. Efecto del tiempo en la recuperación de oro	67
3.2.1.2. Efecto del pH en la recuperación de oro	68
3.2.1.3. Efecto de la concentración de cobre en la recuperación de oro	69
3.2.1.4. Efecto de la concentración de tiosulfato de sodio en la recuperación de oro	71
3.2.1.5. Efecto del porcentaje de sólidos en la recuperación de oro	72
3.2.1.6. Efecto del tamaño de partícula en la recuperación de oro	73
3.2.1.7. Recuperación de oro a diferentes concentraciones de tiosulfato de sodio	74
3.2.2. Comparación entre lixiviación con tiosulfato de sodio y cianuración	75
3.3. Evaluación de los procesos de recuperación de oro a partir de lixiviados	79
3.3.1. Adsorción de oro con carbón activado a partir de lixiviados	81
3.3.1.1. Efecto del tiempo en la recuperación de oro	81
3.3.1.2. Efecto de la concentración de carbón activado en la recuperación de oro	82
3.3.2. Adsorción de oro con carbón activado impregnado con cobre metálico a partir de lixiviados	84
3.3.2.1. Impregnación de cobre metálico sobre carbón activado	84
3.3.2.2. Efecto del tiempo en la recuperación de oro	86
3.3.2.3. Efecto del porcentaje de impregnación de cobre sobre carbón activado a diferentes valores de pH	87
3.3.2.4. Efecto de la concentración de cobre metálico en solución en la recuperación de oro	89

3.3.3. Cementación de oro con polvo de cobre a partir de lixiviados	91
3.3.4. Flotación iónica de lixiviados	92
3.3.5. Electrólisis	93
3.3.5.1. Efecto de sulfito de sodio en la recuperación de oro a partir de lixiviados	94
3.3.5.2. Electrólisis aplicado en lixiviado y concentrado de flotación iónica	95
3.3.5.3. Efecto del voltaje aplicado en la recuperación de oro	96
3.4. Dimensionamiento de equipos de la planta de lixiviación de 100 t/d del mineral aurífero para recuperación de oro	98
3.4.1. Descripción del proceso	98
3.4.2. Condiciones de operación en cada uno de los procesos	102
3.4.3. Balance de masa	104
3.4.3.1. Circuito de trituración primaria	104
3.4.3.2. Circuito de trituración secundaria	105
3.4.3.3. Circuito de molienda	106
3.4.3.4. Lixiviación	108
3.4.3.5. Filtración	110
3.4.3.6. Flotación iónica	111
3.4.3.7. Balance de masa en celdas electrolíticas	113
3.4.4. Diseño de equipos	115
3.4.4.1. Diseño de molino de bolas	116
3.4.4.2. Características de tanques de lixiviación	118
3.4.4.3. Características de banco de filtro prensa	119
3.4.4.4. Características de banco de celdas de flotación	119
3.4.4.5. Características de celda electrolítica	120
3.4.5. Balance de energía	121
3.4.6. Distribución de personal en planta	123
3.5. Evaluación de pre-factibilidad de la planta de recuperación de oro con tiosulfato de sodio	126
3.5.1. Inversión	126
3.5.2. Costos variables de producción	128
3.5.3. Costos fijos	130
3.5.4. Depreciación	131
3.5.5. Ingresos de la planta	132
3.5.6. Amortización de préstamo	133
3.5.7. Flujo de fondos	133
3.5.8. Indicadores financieros	135
3.5.9. Análisis de sensibilidad	135
3.5.10. Estado de resultados	135
4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	137
4.1. Conclusiones	137
4.2. Recomendaciones	141

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

142

ANEXOS

148

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Especies de Cu^{2+} predominantes a diferentes condiciones	9
Tabla 1.2.	Resinas utilizadas para recuperación de oro a partir de lixiviados de tiosulfato	32
Tabla 1.3.	Fuerza electromotriz de diferentes pares galvánicos en cementación de oro a partir de lixiviados amoniacales de tiosulfato	34
Tabla 1.4.	Constantes de estabilidad y volumen iónico del aurotiosulfato y del diamino auroso	35
Tabla 1.5.	Recuperaciones oro a partir de lixiviados de tiosulfato con distintos reactivos extractantes y solventes a su pH requerido	37
Tabla 1.6.	Diámetro iónico y porcentaje de complejos de oro que ingresan al interior de los poros de carbón activado de $987 \text{ m}^2/\text{g}$ de área superficial	40
Tabla 3.1.	Concentración de elementos presentes en el mineral de Agroindustrial “El Corazón”	63
Tabla 3.2.	Concentración de compuestos presentes en el mineral de Agroindustrial “El Corazón”	64
Tabla 3.3.	Tamaño de partícula en función del tiempo	65
Tabla 3.4.	Porcentaje de impregnación de cobre metálico en carbón activado (4×8) mallas con superficie de $523 \text{ m}^2/\text{g}$	84
Tabla 3.5.	Condiciones de operación en trituración primaria	102
Tabla 3.6.	Condiciones de operación en trituración secundaria	102
Tabla 3.7.	Condiciones de operación en molino de bolas e hidrociclón	102
Tabla 3.8.	Condiciones de operación en lixiviación	103
Tabla 3.9.	Condiciones de operación en flotación iónica	103
Tabla 3.10.	Condiciones de operación en electrólisis	103
Tabla 3.11.	Balance de masa en circuito de molienda	107

Tabla 3.12.	Listado de equipos en planta	113
Tabla 3.13.	Constantes para diseño de tamices	115
Tabla 3.14.	Parámetros para el cálculo de dimensiones del molino de bolas	116
Tabla 3.15.	Características de tanque de agitación	118
Tabla 3.16.	Especificaciones del filtro prensa	119
Tabla 3.17.	Especificaciones de banco de celdas de flotación	120
Tabla 3.18.	Características de celda electrolítica	120
Tabla 3.19.	Balance de energía en la planta de recuperación de oro	121
Tabla 3.20.	Turnos y horarios del personal	124
Tabla 3.21.	Inversión en reactivos	126
Tabla 3.22.	Inversión en maquinaria	127
Tabla 3.23.	Inversión en activos diferidos	128
Tabla 3.24.	Inversión total	128
Tabla 3.25.	Costos variables en servicios industriales	129
Tabla 3.26.	Costos variables de insumos	129
Tabla 3.27.	Costos variables totales	129
Tabla 3.28.	Salarios de personal en planta	130
Tabla 3.29.	Aportaciones de cada trabajador en planta y sueldos anuales totales	131
Tabla 3.30.	Costos fijos anuales	131
Tabla 3.31.	Depreciación de activos	132
Tabla 3.32.	Tasa de oportunidad del proyecto	132
Tabla 3.33.	Amortización de préstamo bancario	133
Tabla 3.34.	Flujo de fondos del proyecto	134
Tabla 3.35.	Indicadores financieros del proyecto	135
Tabla 3.36.	Análisis de sensibilidad	136

Tabla 3.37. Estado de resultados para el primer año	137
Tabla AIII.1. Tamaño de partícula de mineral a 37 y 42 minutos de molienda	153
Tabla AVII.1. Parámetros para la determinación del volumen total del filtro prensa	207
Tabla AVII.2. Datos para dimensionar la celda electrolítica	209

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Disolución de oro en el sistema tiosulfato-amoniaco-cobre	5
Figura 1.2.	Diagrama Eh-pH de las especies de cobre formadas en el sistema tiosulfato-amoniaco-cobre ($[S_2O_3] = 1 \text{ M}$; $[NH_3] = 1 \text{ M}$; $[Cu^{2+}] = 50 \text{ mM}$)	6
Figura 1.3.	Diagrama Eh-pH de las especies de cobre formadas en el sistema tiosulfato-amoniaco-cobre ($[S_2O_3] = 0,1 \text{ M}$; $[NH_3] = 0,1 \text{ M}$; $[Cu^{2+}] = 0,5 \text{ mM}$)	7
Figura 1.4.	Diagrama Eh-pH de las especies de oro en sistema tiosulfato-amoniaco ($[Au] = 2 \text{ ppm}$; $[S_2O_3] = 0,1 \text{ M}$; $[NH_3] = 0,1 \text{ M}$; $[Cu^{2+}] = 0,5 \text{ mM}$)	8
Figura 1.5.	Diagrama Eh-pH para el sistema azufre-agua-amoniaco ($[S] = 0,2 \text{ M}$; $[NH_3] = 0,5 \text{ M}$; $T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$)	10
Figura 1.6.	Efecto del pH en la concentración de Cu^{2+} ($[Na_2S_2O_3] = 40 \text{ mM}$; $[NH_3] = 0,24 \text{ M}$; $[CuSO_4] = 2 \text{ mM}$)	14
Figura 1.7.	Concentración de especies de cobre a diferentes concentraciones de tiosulfato	16
Figura 1.8.	Concentración Cu^{2+} (líneas continuas) y tiosulfato (líneas discontinuas) a diferentes concentraciones de especies de sulfuro	18
Figura 1.9.	Efecto de la concentración de especies sulfuradas en la disolución de oro ($[S_2O_3] = 0,1 \text{ M}$; $[NH_3] = 0,5 \text{ M}$; $[Cu^{2+}] = 6 \text{ mM}$)	19
Figura 1.10.	Variación de la concentración de diferentes sales de tiosulfato con el tiempo ($[S_2O_3] = 0,1 \text{ M}$; $[NH_3] = 0,5 \text{ M}$; $[Cu^{2+}] = 4 \text{ mM}$)	20
Figura 1.11.	Efecto del tipo de sal de tiosulfato en la concentración de cuprotetramina ($[S_2O_3] = 0,1 \text{ M}$; $[NH_3] = 0,5 \text{ M}$; $[Cu^{2+}] = 4 \text{ mM}$)	21
Figura 1.12.	Estructuras químicas de aditivos reductores de consumo de tiosulfato	22
Figura 1.13.	Recuperación de metales preciosos y consumo de tiosulfato con diferentes aditivos ($[S_2O_3] = 0,1 \text{ M}$; $[NH_3] = 0,5 \text{ M}$; $[Cu] = 0,78 \text{ mM}$ $[CMC] = 0,13 \text{ g/L}$; $[EDTA] = 0,80 \text{ g/L}$; $[SHMP] = 0,13 \text{ g/L}$)	23

Figura 1.14.	Efecto del contenido de plata en el mineral sobre la recuperación de oro y plata en soluciones cianuradas y amoniacales de tiosulfato con la presencia de Cu^{2+}	25
Figura 1.15.	Complejos de tiosulfato formados durante lixiviación	26
Figura 1.16.	Extracción de oro después de 24 h con la adición de hierro metálico e ion férrico ($[\text{S}_2\text{O}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 1,0 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 6,3 \text{ mM}$)	28
Figura 1.17.	Efecto de la concentración de diferentes sales de plomo sobre la extracción de oro ($[\text{S}_2\text{O}_3] = 0,2 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,9 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 1,2 \text{ mM}$)	30
Figura 2.1.	Esquema de ensayos realizados para recuperación de oro con tiosulfato de sodio como agente lixivante	45
Figura 2.2.	Esquema de reducción de tamaño del mineral de Agrocorazón	46
Figura 3.1.	Curva de molienda del mineral aurífero en el molino de bolas	66
Figura 3.2.	Influencia del tiempo en la lixiviación de oro con tiosulfato de sodio (15 % de sólidos; $\text{pH} = 10,5$; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,2 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$)	67
Figura 3.3.	Influencia del pH en la lixiviación de oro con tiosulfato de sodio ($[\text{NH}_3] = 0,2 \text{ M}$ a $\text{pH} = 10,5$; $[\text{NH}_3] = 0,8 \text{ M}$ a $\text{pH} = 12,0$; 33 % de sólidos; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,2 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$)	68
Figura 3.4.	Influencia de la concentración de iones cúprico en la lixiviación de oro con tiosulfato de sodio (15 % de sólidos; $\text{pH} = 10,5$; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,2 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$)	70
Figura 3.5.	Influencia de la concentración de tiosulfato de sodio en la lixiviación de oro (15 % de sólidos; $\text{pH} = 10,5$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$)	71
Figura 3.6.	Influencia del porcentaje de sólidos en la lixiviación de oro con tiosulfato de sodio ($\text{pH} = 10,5$; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,2 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$)	72
Figura 3.7.	Influencia del tamaño de partícula en la lixiviación de oro con tiosulfato de sodio (15 % de sólidos; $\text{pH} = 10,5$; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,2 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$)	73
Figura 3.8.	Influencia de la concentración de tiosulfato de sodio libre en la recuperación de oro (15% de sólidos; $\text{pH} = 10,5$; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$; 1 hora de lixiviación)	74
Figura 3.9.	Recuperación de oro en cianuración (15 % de sólidos; $\text{pH} = 10,5$;	

	[CNNa] = 1 g/L; d_{80} = 100 μ m) y lixiviación con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ (15 % de sólidos; pH = 10,5; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3]$ = 1 M; $[\text{NH}_3]$ = 0,1 M; $[\text{Cu}^{2+}]$ = 2 mM; d_{80} = 100 μ m)	76
Figura 3.10.	Recuperación de oro en cianuración (33 % de sólidos; pH = 10,5; [CNNa] = 1 g/L; d_{80} = 100 μ m) y lixiviación con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ (33 % de sólidos; pH = 10,5; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3]$ = 1,5 M; $[\text{NH}_3]$ = 0,1 M; $[\text{Cu}^{2+}]$ = 10 mM; d_{80} = 100 μ m)	77
Figura 3.11.	Recuperación de oro en lixiviación con tiosulfato de sodio (40 % de sólidos; pH = 10,5; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3]$ = 1,5 M; $[\text{NH}_3]$ = 0,1 M; $[\text{Cu}^{2+}]$ = 10 mM; d_{80} = 100 μ m)	78
Figura 3.12.	Comparación de las técnicas utilizadas para recuperación de oro de los lixiviados con tiosulfato de sodio	79
Figura 3.13.	Influencia del tiempo en la recuperación de oro con carbón activado (concentración de carbón activado de 60,0 g/L; superficie de 523 m^2/g ; tamaño 4,76-2,38 mm)	81
Figura 3.14.	Influencia de la concentración de carbón activado en la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio (superficie de 523 m^2/g ; tamaño 4x8 mallas)	82
Figura 3.15.	Carbón activado (4x8) mallas de 523 m^2/g de superficie, antes y después del proceso de electrodeposición de cobre metálico	85
Figura 3.16.	Influencia del tiempo en la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio con carbón activado impregnado con cobre (33 % de Cu en carbón activado; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3]$ = 0,7 M; $[\text{NH}_3]$ = 0,1 M; $[\text{Cu metálico}]$ = 8 g/L; pH = 10,0)	86
Figura 3.17.	Influencia del porcentaje de cobre en carbón activado en la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio con carbón activado impregnado con cobre (pH = 10,0; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3]$ = 0,7 M; $[\text{NH}_3]$ = 0,1 M; $[\text{Cu metálico}]$ = 16 g/L)	87
Figura 3.18.	Influencia del porcentaje de cobre en carbón activado en la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio con carbón activado impregnado con cobre (pH = 9,6; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3]$ = 0,7 M; $[\text{NH}_3]$ = 0,1 M; $[\text{Cu metálico}]$ = 16 g/L)	89
Figura 3.19.	Influencia de la concentración de cobre en solución en la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio con carbón activado impregnado con cobre (18 % de cobre en carbón activado; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3]$ = 0,7 M; $[\text{NH}_3]$ = 0,1 M; pH = 10,0)	90
Figura 3.20.	Influencia de la concentración de cobre en la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio mediante cementación	

	con polvo de cobre (pH = 10,0; [Na ₂ S ₂ O ₃] = 0,7 M; [NH ₃] = 0,1 M; d ₁₀₀ = 38 μm)	91
Figura 3.21.	Recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio mediante flotación iónica (tiempo = 40 min; [Na ₂ S ₂ O ₃] = 1,0 M; [NH ₃] = 0,1 M; [Cu ²⁺] = 2 mM; pH = 10,0; colector Aliquat al 100 % y espumante Flomin F-121 al 1 % de concentración)	92
Figura 3.22.	Recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio sin sulfito de sodio (0,35 V; 12,6 mA; pH = 10,0) y con sulfito de sodio (0,35 V; 12,6 mA; pH = 10,0; [Na ₂ SO ₃] = 0,1 M)	94
Figura 3.23.	Recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio (0,35 V; 12,6 mA; pH = 10,0) y a partir de concentrados de flotación iónica (0,35 V; 12,6 mA; pH = 10,0)	95
Figura 3.24.	Influencia de la corriente aplicada en la recuperación de oro a partir de concentrados de flotación iónica (pH = 10,0)	97
Figura 3.25.	Diagrama de bloques del proceso de extracción de oro con tiosulfato de sodio	101
Figura 3.26.	Esquema del circuito de trituración primaria	104
Figura 3.27.	Esquema de circuito de trituración secundaria	105
Figura 3.28.	Porcentaje de sólidos en circuito de molienda	106
Figura 3.29.	Balance de masa en lixiviación	108
Figura 3.30.	Balance de masa en filtro prensa	111
Figura 3.31.	Balance de masa en celdas de flotación	111
Figura 3.32.	Diagrama de flujo del proceso de extracción de oro con soluciones amoniacales de tiosulfato en presencia de Cu ²⁺	114
Figura 3.33.	Diagrama lay out de la planta	122
Figura 3.34.	Diagrama de Gantt para la planificación de la producción	125

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Determinación del ion tiosulfato	149
ANEXO II Determinación de área superficial de carbón activado	151
ANEXO III Tamaño de partícula a 37 y 42 minutos de molienda	153
ANEXO IV Fichas técnicas de ensayos de lixiviación	154
ANEXO V Fichas técnicas de ensayos de post-recuperación de oro a partir de lixiviados	169
ANEXO VI Dimensiones y características de equipos de la planta	190
ANEXO VII Cálculos para el diseño de equipos	203

RESUMEN

Se estudió el comportamiento de las soluciones amoniacales de tiosulfato de sodio en diferentes condiciones para recuperar el oro a partir del mineral sulfurado aurífero de la mina de Agroindustrial “El Corazón”. Se evaluó la recuperación del oro durante el tiempo de lixiviación al cambiar el pH de la solución (10,5 - 12,0), el porcentaje de sólidos (15 - 33 %), la concentración de tiosulfato de sodio (0,2 - 1,5 M), la concentración de iones cúprico (127 - 635 mg/L) y el tamaño de partícula (100 - 132 μm). Con una concentración de 0,7 M de tiosulfato de sodio y 2 mM de iones cúprico, se logró una recuperación de oro del 81 % en 24 h de agitación. A un porcentaje de sólidos del 15 % se obtuvo una recuperación de oro del 85 % después de 24 h de lixiviación en el proceso de cianuración, mientras que en la lixiviación con soluciones amoniacales de tiosulfato de sodio se consiguió el 93 % de recuperación de oro en tan solo una hora. Al incrementar la densidad de pulpa a 33 % de sólidos la diferencia en las recuperaciones de oro entre ambos métodos de lixiviación fue más corta. Los lixiviados obtenidos fueron sometidos a técnicas convencionales de recuperación de oro (adsorción con carbón activado, cementación, electrólisis) y técnicas no convencionales como adsorción con carbón activado impregnado con cobre metálico y flotación iónica. Los ensayos de adsorción de oro con carbón activado no fueron exitosos ya que solo se consiguió recuperar el 40 % del oro contenido dentro de los lixiviados. Con el carbón activado impregnado con cobre metálico la recuperación de oro aumentó a un valor de 46 %, mientras que con la cementación con polvo de cobre la recuperación de oro ascendió a 58 %. La técnica más exitosa fue flotación iónica cuya recuperación de oro fue del 84 %. Además esta técnica solo requirió que los reactivos de flotación (Aliquat al 100 % y Flomin F-121 al 1 %) fueran añadidos en el lixiviado en una concentración del 0,1 %. Las bajas cantidades de los reactivos de flotación añadidos en el lixiviado permitieron obtener un concentrado de flotación acuoso el cual pudo ser manejado por electrólisis para la posterior recuperación de oro. En la etapa de electrólisis, se sometió al concentrado de flotación iónica a un voltaje de 1,50 V durante 3 h lo que permitió alcanzar una recuperación de oro en la zona de catódica del 82 %.

INTRODUCCIÓN

La lixiviación con soluciones amoniacaes de tiosulfato de sodio nace de la necesidad de encontrar otro agente lixivante que a más de ser menos tóxico que el cianuro sea igual de eficiente que este último. El tiosulfato de sodio no puede ser aplicado por sí solo ya que este no es capaz de disolver el oro con la misma velocidad que lo hace el cianuro (Haddad, Grose, Dicinoski y Shaw, 2003, p. 2; Zelinsky y Novgorodtseva, 2013, p. 80). Es así que es necesario emplear iones cúprico amoníaco acuoso con el fin de acelerar la disolución del oro y de esa manera obtener resultados comparables a la cianuración. Cabe resaltar que, a diferencia del cianuro, la lixiviación con tiosulfato de sodio no se puede generalizar para cualquier mineral.

La lixiviación con tiosulfato de sodio es un proceso que debe ser estudiado para cada tipo de mineral y la cantidad de reactivos de lixiviación a agregar cambia con la composición química y mineralógica del mineral analizado (Haddad et al., 2003, p. 2). Una ventaja importante de la lixiviación con tiosulfato de sodio radica en el hecho de que funciona de mejor manera con sustancias cianicidas y materiales carbonáceos a diferencia de la cianuración (Senanayake, 2011, p. 2).

La cianuración presenta bajas recuperaciones de oro cuando en el mineral a tratar se encuentran sustancias cianicidas como el cobre los cuales consumen el cianuro disponible (Haddad et al., 2003, p. 2). En cuanto a materiales carbonáceos se tiene el problema de pre-robbing lo que ocasiona que el oro no se disuelva adecuadamente en la solución de cianuro (Haddad et al., 2003, p. 2). Todo lo contrario sucede con el tiosulfato de sodio ya que la presencia de cobre cataliza la disolución de oro y como el complejo oro-tiosulfato no es afín al carbón no existe el problema de pre-robbing (Haddad et al., 2003, p. 3).

A pesar de las ventajas de este agente lixivante se tiene que perfeccionar el método de lixiviación para obtener una adecuada velocidad de disolución del oro mediante la adición de amoníaco acuoso e iones cúprico (Haddad et al., 2003, p. 4; Senanayake y Zhang, 2012, p. 24). Debido a la baja toxicidad que presenta

el tiosulfato de sodio y las ventajas que posee sobre el cianuro con respecto a minerales con sustancias cianicidas; es imperativo buscar alternativas tecnológicas que permitan la recuperación del oro de los lixiviados con tiosulfato de sodio. En la actualidad se emplean técnicas como la adsorción con carbón activado o resinas de intercambio iónico (Hiskey y Lee, 2003, p. 47; Navarro, Vargas, Alonso y Alguacil, 2006, p. 94;).

No obstante, dichas técnicas no se han implementado a nivel industrial debido a la baja eficiencia de la adsorción con carbón activado y al elevado costo de las resinas de intercambio iónico. Es así que, el presente trabajo se enfoca en evaluar todas las técnicas convencionales de recuperación de oro a partir de lixiviados con la adición de las técnicas de adsorción con carbón activado impregnado con cobre metálico y flotación iónica como posibles alternativas para la recuperación de oro.

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

La lixiviación de minerales sulfurados auríferos con tiosulfato de sodio es una técnica que pretende reemplazar a la técnica convencional de cianuración. No obstante, la lixiviación con tiosulfato de sodio requiere de la presencia de amoníaco acuoso y de iones cúprico para mejorar la velocidad de recuperación de oro con respecto a la cianuración (Aylmore y Muir, 2000, p. 135).

El proceso de lixiviación de minerales auríferos con tiosulfato de sodio presenta varias ventajas que lo convierten en un agente lixivante prometedor. Además de presentar una cinética de lixiviación superior a la cianuración, el tiosulfato de sodio es más barato y menos contaminante que el cianuro de sodio (Haddad et al., 2003, p. 2). Incluso, la lixiviación con tiosulfato de sodio, permite disolver el oro de minerales refractarios difíciles de tratar con la técnica de cianuración (Senanayake, 2012, p. 2).

Para que la lixiviación con tiosulfato de sodio funcione de igual manera que la cianuración, se requiere la presencia de amoníaco acuoso y iones cúprico los cuales permiten una rápida disolución del oro contenido en el mineral (Haddad et al., 2003, p. 3). Un adecuado equilibrio entre los tres reactivos de lixiviación permite conseguir una elevada recuperación de oro en el lixiviado en un tiempo menor al empleado en cianuración (Senanayake, 2012, p. 9; Senanayake y Zhang, 2012, p. 21).

Dentro de la química del proceso de lixiviación con tiosulfato de sodio, se da una serie de reacciones paralelas que producen un efecto perjudicial en la recuperación de oro. La aparición de diversos compuestos conocidos como politionatos que surgen debido a la oxidación del tiosulfato de sodio, provoca la disminución de la disolución de oro por la reducción del ion tiosulfato disponible (Michel y Delgado, 2011, p. 6; Zelinsky y Novgorodtseva, 2013, p. 81). De igual manera, existen ciertos reactivos adicionales, conocidos como aditivos, los cuales permiten mejorar el desempeño de la lixiviación con soluciones amoniacaes de tiosulfato en presencia de iones cúprico. Este es el caso de las sales de plata las

cuales incrementan la velocidad de disolución del oro (Senanayake, 2012, p. 13). Las sales de zinc y plomo también permiten conseguir una rápida disolución de oro contenido dentro del mineral. Sin embargo, al agregar elevadas cantidades de estas sales se puede provocar el efecto inverso y la recuperación de oro en el lixiviado puede decrecer (Senanayake, 2012, p. 13). Existen también otros aditivos que evitan un elevado consumo del agente lixivante durante la lixiviación del mineral. Entre los principales se encuentra el carbonato de sodio el cual impide la degradación del tiosulfato al estabilizar el complejo cuprotetramina, responsable de la disolución del oro metálico (Senanayake, 2012, p. 18). En el caso del ácido etilén diamino tetra acético (EDTA) se logra un bajo consumo de tiosulfato de sodio y una elevada disolución de oro debido a la estabilización de los iones cúprico y el ion tiosulfato presentes en solución (Feng y van Deventer, 2010a, p. 143).

La razón por la que la lixiviación con tiosulfato de sodio no ha sido considerada como una técnica industrial se debe a la dificultad que se tiene a recuperar el oro contenido en los lixiviados (Haddad et al., 2003, p. 8). El proceso convencional de adsorción con carbón activado es inservible para este propósito. En los últimos años, la adsorción con resinas se ha convertido en la técnica más adecuada para recuperar oro de los lixiviados (Aylmore y Muir, 2000, p. 166).

Sin embargo, su elevado costo de instalación y la necesidad de regenerar las resinas no han permitido que esta alternativa sea un camino rentable para la recuperación de oro (Haddad et al., 2003, p. 9). La baja afinidad del ion tiosulfato hacia la superficie del carbón activado conduce a una baja recuperación de oro (Aylmore y Muir, 2000, p. 166; Haddad et al., 2003, p. 10).

No obstante, un incremento en el pH de los lixiviados puede mejorar el desenvolvimiento de la adsorción de oro con carbón activado (Ubal dini, Abbruzzese, Fornari, Massidda y Vegliò, 1995, p. 267). Si se aumenta la cantidad de amoníaco acuoso, se favorece la formación del complejo diamino auroso el cual sí es afín a la superficie del carbón activado (Navarro et al., 2006, p. 93). Además, para obtener una elevada recuperación de oro, la concentración de

carbón activado debe incrementarse pero, la carga de oro sobre carbón activado puede ser muy baja (Aylmore y Muir, 2000, p. 167).

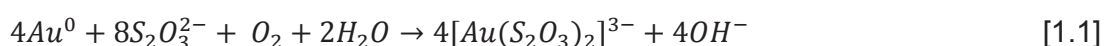
La cementación de oro es una técnica aceptable para la recuperación de oro a partir de lixiviados. Los principales precipitantes utilizados en este proceso son el cobre y el zinc cuya diferencia de potencial electroquímico con el oro disuelto permiten su deposición en forma de metal (Haddad et al., 2003, p. 8). Es importante recalcar que el precipitante metálico puede reducir el tiosulfato en sulfuros que al precipitar disminuyen el área disponible para la cementación del oro (Haddad et al., 2003, p. 8). También, una elevada concentración de iones cúprico puede disminuir la recuperación de oro debido a su reducción en forma de óxidos o sulfuros los cuales pasivan la superficie del cobre metálico, especialmente cuando el pH de la solución se encuentra por debajo de 10,0 (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168).

En extracción por solventes, el lixiviado está en íntimo contacto con la fase orgánica el cual contiene un adecuado extractante diluido en un solvente orgánico (Haddad et al., 2003, p. 9). Muchos extractantes han sido probados en los últimos años los cuales requieren el ajuste del pH para obtener elevadas recuperaciones de oro en la fase orgánica. El extractante más exitoso es el cloruro de trioctil metil amonio (Aliquat) el cual no necesita un ajuste de pH cuando es usado en el proceso de extracción por solventes (Fujita, Kejun, Tai Yen, Shibayama y Miyazaki, 2004, p. 50). El problema con esta técnica radica en la etapa de re-extracción del oro de la fase orgánica para la posterior recuperación de oro.

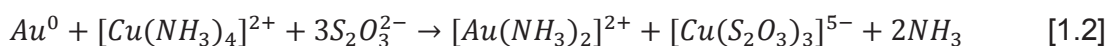
La electrodeposición de oro a partir de soluciones amoniacaes de tiosulfato de sodio por la aplicación de una corriente directa, presenta algunos inconvenientes. La presencia de iones cúpricos pueden contaminar el producto metálico obtenido por la reducción del complejo oro-tiosulfato en el área catódica (Haddad et al., 2003, p. 9). Otro aspecto a tener en cuenta es el elevado consumo de corriente directa debido a las reacciones paralelas y parásitas que se dan en el área catódica (Ubal dini et al., 1995, p. 267). Por lo tanto, después del proceso de electrólisis se requerirá una posterior etapa de refinación para conseguir oro puro.

1.1. LIXIVIACIÓN DE MINERALES AURÍFEROS CON TIOSULFATO DE SODIO

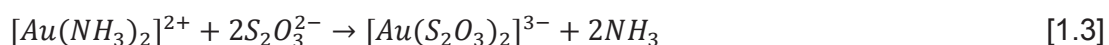
Los procesos de lixiviación con tiosulfato de sodio como agente lixivante requieren de la intervención de amoníaco acuoso y de iones cúprico disueltos para acelerar la disolución de oro metálico (Senanayake y Zhang, 2012, p. 21). La acción del ion tiosulfato por sí solo se muestra en la siguiente reacción (Aylmore y Muir, 2000, p. 137).



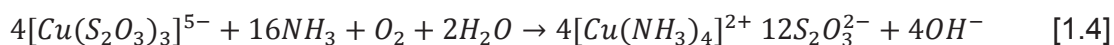
En la ecuación 1.1, el tiosulfato reacciona con el oro metálico contenido dentro del mineral. No obstante, la reacción anterior es muy lenta y toma un tiempo prolongado, mayor al requerido en cianuración, para disolver el oro metálico (Haddad et al., 2003, p. 4; Michel y Delgado, 2011, p. 68). Con la adición de iones cúprico y amoníaco acuoso, la disolución de oro se desarrolla a través de un conjunto de reacciones rédox que permiten transformar el oro metálico en el complejo oro-tiosulfato. El amoníaco acuoso y los iones cúprico forman el complejo cuprotetramina el cual es el responsable de acelerar la disolución del oro (Haddad et al., 2003, p. 4; Navarro, Villarroel y Alguacil, 2001, p. 18). La cuprotetramina oxida el oro metálico contenido dentro del mineral y forma el complejo diamino auroso, además el Cu^{2+} es reducido a Cu^{1+} el cual es re-oxidado con la ayuda del oxígeno disuelto en solución. Mientras tanto el complejo diamino auroso reacciona con el ion tiosulfato y produce el complejo aurotiosulfato (Haddad et al., 2003, p. 4; Ubaldini et al., 1995, p. 266). La lixiviación de oro en el sistema amoníaco-tiosulfato- Cu^{2+} se explica con las siguientes reacciones.



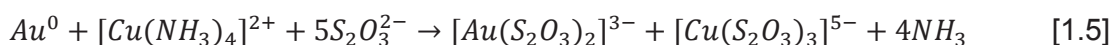
El compuesto diamino auroso formado en la reacción anterior, reacciona con el tiosulfato formando el complejo oro-tiosulfato de la siguiente manera:



Por último, los iones cuprosos vuelven a oxidarse debido a la presencia del oxígeno disuelto para formar nuevamente la cuprotetramina y de esa forma continuar con la lixiviación:



Reacción global:



En la Figura 1.1 se muestra el proceso electroquímico de la disolución de oro en el sistema tiosulfato-amoniaco-cobre.

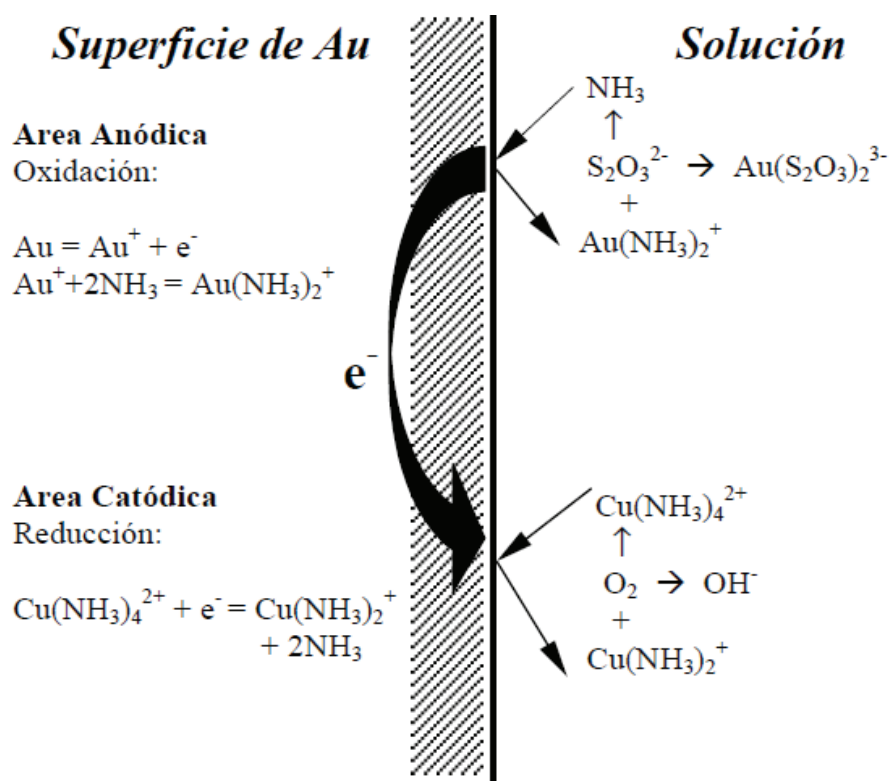


Figura 1.1. Disolución de oro en el sistema tiosulfato-amoniaco-cobre
(Navarro et al., 2001, p. 18)

La energía de activación de la reacción 1.5 es de 15,54 kJ/mol y en el caso de la ecuación 1.1 se tiene un valor de 27,99 kJ/mol (Haddad et al., 2003, p. 4). Por lo

tanto al adicionar amoníaco acuoso junto a iones cúprico, se puede mejorar el proceso de lixiviación con tiosulfato de sodio.

1.1.1. TERMODINÁMICA DEL PROCESO DE LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

El proceso de lixiviación con tiosulfato de sodio como agente lixivante es muy complejo y su eficacia depende de la estabilización del complejo cuprotetramina de acuerdo a lo expuesto en la ecuación 1.3. En la Figura 1.2 se muestra un diagrama de Pourbaix de las especies de cobre formadas en el sistema tiosulfato-amoníaco-cobre a elevadas concentraciones de los reactivos de lixiviación.

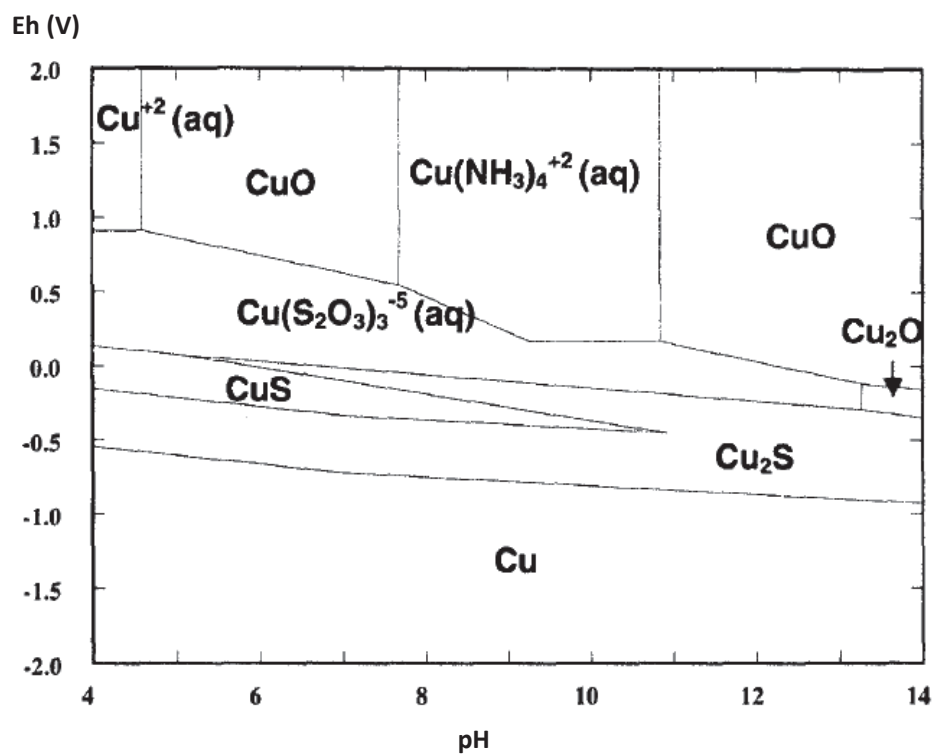


Figura 1.2. Diagrama Eh-pH de las especies de cobre formadas en el sistema tiosulfato-amoníaco-cobre ($[S_2O_3] = 1 \text{ M}$; $[NH_3] = 1 \text{ M}$; $[Cu^{2+}] = 50 \text{ mM}$) (Aylmore y Muir, 2000, p. 141)

La estabilidad de la cuprotetramina depende tanto del potencial de oxidación como del valor de pH que tenga la solución (Aylmore y Muir, 2000, p. 140). No

basta con que se eleve el pH de la solución con la adición de amoníaco para estabilizar el complejo amino responsable de la disolución de oro. Si el potencial de oxidación desciende por debajo de 0,5 V, se estabiliza la especie $\text{Cu}(\text{S}_2\text{O}_3)_3^{5-}$, la cual no ayuda a la disolución de oro (Michel y Delgado, 2011, p. 68). Asimismo, si se trabaja a potenciales más bajos, el cobre puede precipitar como sulfuros u óxidos los cuales pasivan la superficie del oro y evita su disolución (Aylmore y Muir, 2000, p. 137).

Si las concentraciones de los reactivos de lixiviación disminuyen, la región de estabilidad del complejo cuprotetramina decrece, de acuerdo a la Figura 1.3.

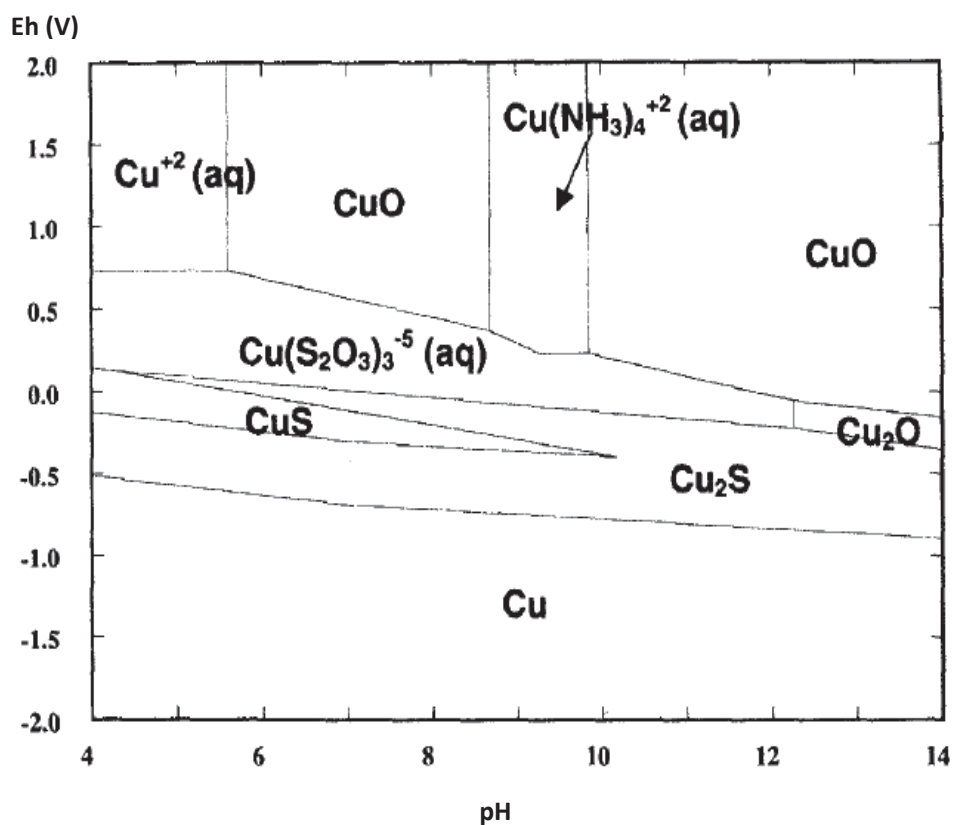


Figura 1.3. Diagrama Eh-pH de las especies de cobre formadas en el sistema tiosulfato-amoniaco-cobre ($[\text{S}_2\text{O}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 0,5 \text{ mM}$) (Aylmore y Muir, 2000, p. 142)

Además, se debe tener en cuenta que la disminución de la concentración de los reactivos de lixiviación permite un aumento en la región de estabilidad de los óxidos y sulfuros de cobre (Aylmore y Muir, 2000, p. 140). Es así que se debe

tener un equilibrio adecuado entre el potencial de oxidación (mediante la adición de oxígeno) y el pH de la solución para conseguir una rápida disolución de oro y evitar la pasivación del mismo (Jeffrey y Breuer, 2002, p. 154).

Otro aspecto a tener en cuenta, es la estabilidad del complejo oro-tiosulfato frente al compuesto diamino auroso. Como se puede observar en la Figura 1.4, el incremento del pH favorece la estabilidad del complejo diamino auroso.

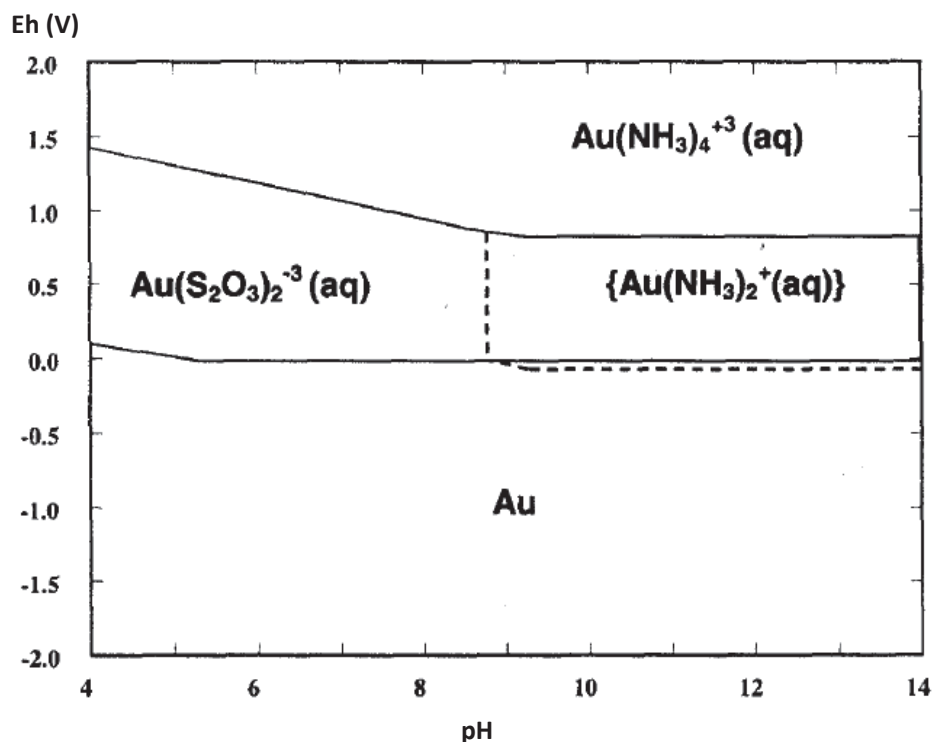


Figura 1.4. Diagrama Eh-pH de las especies de oro en sistema tiosulfato-amoniaco
 ([Au] = 2 ppm; [S₂O₃] = 0,1 M; [NH₃] = 0,1 M; [Cu²⁺] = 0,5 mM)
 (Aylmore y Muir, 2000, p. 142)

Cabe resaltar que la disolución de oro usando sistemas amoniacales de tiosulfato con presencia de iones cúpricos es factible a potenciales de oxidación mayores a 0,5 V. A un valor superior de dicho potencial, se logra estabilizar la cuprotetramina, responsable de la disolución de oro, y también el complejo oro-tiosulfato (Michel y Delgado, 2011, p. 69). A pesar de mantener las condiciones apropiadas para favorecer la acción de la cuprotetramina en la disolución de oro, se debe considerar a otras especies de cobre que pueden

intervenir en el proceso de lixiviación (Senanayake, 2004, p. 62). En la Tabla 1.1, se muestran las especies de cobre predominantes al variar el pH de la solución y las concentraciones de los reactivos de lixiviación.

Tabla 1.1. Especies de Cu^{2+} predominantes a diferentes condiciones

$[\text{NH}_3]_{(\text{aq})}$ (M)	$[\text{S}_2\text{O}_3]^{2-}$ (M)	pH	Especie Predominante
1,00	0,10	4,0-6,5	$[\text{Cu}(\text{S}_2\text{O}_3)_2]^{2-}$
		7,5-11,5	$[\text{Cu}(\text{NH}_3)_4]^{2+}$
		11,5-13,0	$\text{Cu}(\text{NH}_3)_3(\text{OH})^+$
		>13,5	$[\text{Cu}(\text{NH}_3)(\text{OH})_3]^-$
0,10	0,01	<7,0	$[\text{Cu}(\text{S}_2\text{O}_3)_2]^{2-}$
		8,0	$[\text{Cu}(\text{NH}_3)_3]^{2+}$
		8,5-10,5	$[\text{Cu}(\text{NH}_3)_4]^{2+}$
		11,0-12,5	$\text{Cu}(\text{NH}_3)_3(\text{OH})^+$
		12,5	$[\text{Cu}(\text{NH}_3)(\text{OH})_3]^-$
			$[\text{Cu}(\text{OH})_3]^-$
0,01	0,01	<8,5	$[\text{Cu}(\text{S}_2\text{O}_3)_2]^{2-}$
		8,5-9,5	$[\text{Cu}(\text{NH}_3)_3]^{2+}$
		10,0	$\text{Cu}(\text{NH}_3)_3(\text{OH})^+$
		11,0	$\text{Cu}(\text{OH})_2$

(Senanayake, 2004, p. 62)

A elevadas concentraciones de tiosulfato, las concentraciones de otras especies aminoras de cobre tienen relevancia a valores de pH extremos. La especie $[\text{Cu}(\text{S}_2\text{O}_3)_2]^{2-}$, aparece a valores de pH ácidos. No así cuando las concentraciones de amoníaco y tiosulfato descienden a 0,01 M, ya que la estabilidad del complejo $[\text{Cu}(\text{S}_2\text{O}_3)_2]^{2-}$ se extiende hasta un valor de pH de 8,5 (Senanayake, 2004 p. 61). Si se forman las especies mencionadas en la Tabla 1.1, la concentración de iones cúprico disminuye y por lo tanto la disolución de oro decrece (Senanayake y Zhang, 2012, p. 24). Es importante tener en cuenta que el amoníaco acuoso es el responsable de estabilizar los iones cúprico en forma de cuprotetramina, pero como se observa en la Tabla 1.1, existen varias especies aminoras de cobre que no ayudan en la recuperación de oro (Senanayake y Zhang, 2012, p. 24).

- **Presencia de politionatos en lixiviación con tiosulfato**

El tiosulfato, es una especie muy inestable que se transforma a diferentes politionatos como se puede observar en la Figura 1.5. Al incrementar el potencial de oxidación el tiosulfato puede convertirse en sulfato o en tetratiónato los cuales ya no intervienen en la disolución de oro (Wan y LeVier, 2003, p. 311).

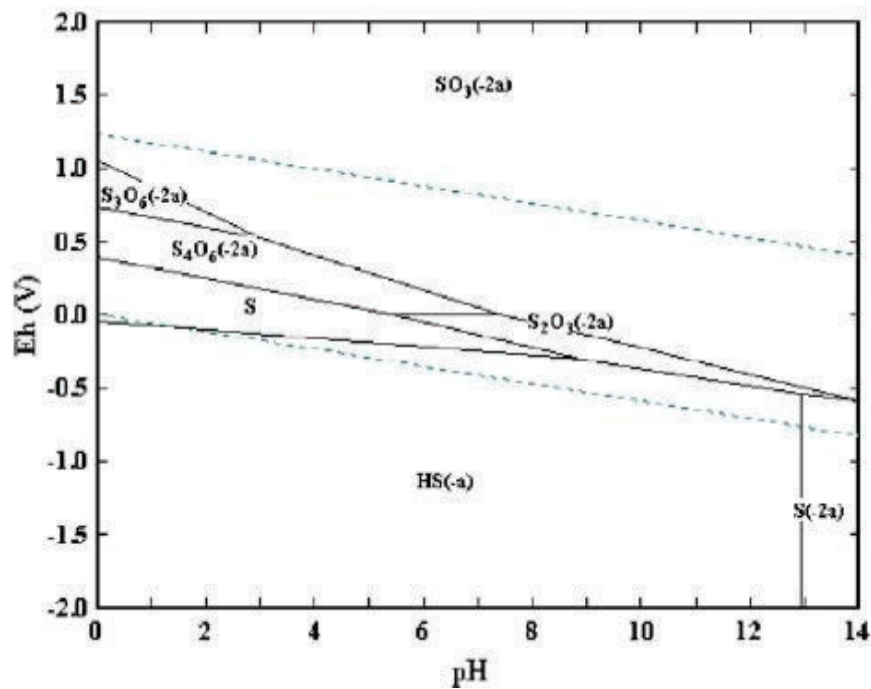
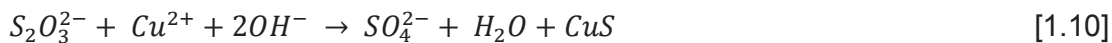
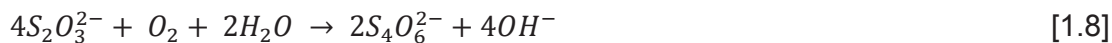


Figura 1.5. Diagrama Eh-pH para el sistema azufre-agua-amoniaco ($[S] = 0,2 \text{ M}$; $[NH_3] = 0,5 \text{ M}$; $T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$)
(Feng y van Deventer, 2007, p. 276)

Este es el caso del disulfito ($[S_2O_3]^{2-}$), el cual dificulta la oxidación del oro metálico y por consiguiente retarda la disolución de oro (Jeffrey, Chu y Breuer, 2003, p. 268; Jeffrey, Heath, Zhang y Rumball, 2008, p. 426). Entre las principales reacciones que puede sufrir el tiosulfato se encuentran las siguientes (Haddad et al., 2003, p. 7).

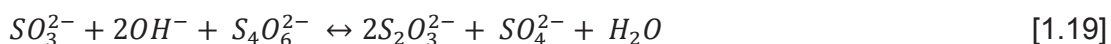
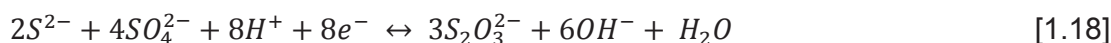
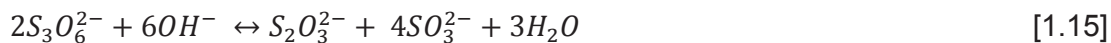
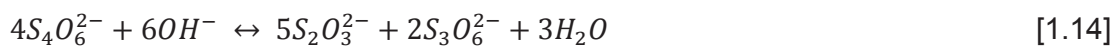




Tanto el oxígeno disuelto como los iones cúpricos, reaccionan con el tiosulfato para formar politionatos. De acuerdo a la Figura 1.5, en condiciones ácidas el tiosulfato puede transformarse en tetracionatos, tritionatos o incluso en sulfuros. Sin embargo, en condiciones básicas el tiosulfato es más estable siempre y cuando no se mantengan potenciales de oxidación elevados. Es así que, a bajas concentraciones de iones cúprico y oxígeno disuelto, se logra disminuir la conversión del tiosulfato en politionatos (Senanayake, 2004, p. 57).

La presencia de estos politionatos produce varios efectos negativos que disminuye la recuperación de oro en el lixiviado. En primera instancia, se incrementa el consumo de tiosulfato durante la lixiviación, además se da la disminución en la disolución de oro al descender la concentración de iones cúpricos y tiosulfato. Otro aspecto negativo constituye la interferencia de los politionatos en las posteriores técnicas de recuperación de oro de los lixiviados (Senanayake, 2004, p. 56; Ubalini et al., 1995, p. 271; Zipperian, Raghavan y Wilson, 1988, p. 363).

Otras especies como es el caso de los sulfuros, también obstaculizan la disolución de oro al pasivar la superficie de este (Gudkov, Zhuchkov y Minnev, 2010, p. 396). No obstante, según el pH de la solución, la mayoría de los politionatos tienen la capacidad de regenerarse al ion tiosulfato como se muestran en las siguientes reacciones (Michel y Delgado, 2011, p. 69; Haddad et al., 2003, p. 7).



Aunque los politionatos pueden reducirse de nuevo a tiosulfato se debe evitar la formación de estos para evitar una disminución en la disolución de oro (Haddad et al., 2003, p. 6; Senanayake, 2004, p. 57). Cabe resaltar que inevitablemente, la concentración de tiosulfato y de iones cúprico disminuirán durante la lixiviación de minerales.

Por lo tanto se requiere de la optimización del proceso de lixiviación mediante una adecuada estabilización del pH (en un rango de 9,6 a 11,0) y un potencial de oxidación superior a 0,5 V que permita la oxidación de iones cúprico a iones cuproso (Haddad et al., 2003, p. 7).

Además, se puede mantener constante la concentración de tiosulfato al agregar dicho agente lixivante a lo largo del proceso de lixiviación realizando previamente la técnica de yodimetría que permita cuantificar la cantidad de ion tiosulfato que permanece en solución (Michel y Delgado, 2011, p. 71).

1.1.2. EFECTO DE LA CONCENTRACIÓN DE AMONÍACO EN LA DISOLUCIÓN DE ORO

El amoníaco acuoso tiene un papel dual en la disolución de oro. Además de estabilizar los iones cúprico al formar el complejo cuprotetramina, permite la disolución del oro al adsorberse en la superficie del mineral y formar el complejo diamino auroso (Aylmore y Muir, 2000, p. 137; Haddad et al., 2003, p. 4; Michel y Delgado, 2011, p. 69; Senanayake y Zhang, 2012, p. 23). El equilibrio de las especies ion amonio y amoníaco se muestra en la siguiente ecuación:



Al aumentar la concentración de amoníaco libre, se produce un aumento en el valor de pH de la solución de acuerdo a la ecuación de Henderson-Hasselbalch:

$$pH = pK + \log \frac{[NH_3]}{[NH_4^+]} \quad [1.23]$$

Donde:

pK : logaritmo negativo de la constante de disociación

Así, al incrementar la concentración de amoníaco libre en solución se consigue elevar el valor de pH lo que conduce a una rápida disolución de oro. Otro aspecto importante de la adición de amoníaco radica en que su presencia evita la disolución de óxidos de hierro, sílice, silicatos y carbonatos; los cuales se encuentran en la mayoría de minerales auríferos (Aylmore y Muir, 2000, p. 138; Ubaldini et al., 1995, p. 266).

La constante de estabilidad del complejo diamino auroso es muy similar al del complejo aurotiosulfato lo que conduce a que en la solución se tenga una parte del oro disuelto en forma de complejo amino. En la etapa de lixiviación tal situación no tiene mucha relevancia, pero en las etapas posteriores de post-recuperación, este factor puede ser importante. En el caso de la adsorción de oro

con carbón activado, los complejos aminos son afines a adsorberse en la superficie del carbón mientras que los complejos de tiosulfato no lo son (Navarro et al., 2006, p. 94).

1.1.3. EFECTO DE LA CONCENTRACIÓN DE IONES CÚPRICO

La presencia de iones cúprico tiene un efecto beneficioso hasta cierto punto y perjudicial si se agregan en exceso a la solución lixivante. El ion cúprico, al ser un agente oxidante, provoca la oxidación del tiosulfato a politionatos lo que provoca un descenso en la concentración de tiosulfato disponible (Haddad et al., 2003, p. 4; Senanayake, 2004, p. 57; Senanayake y Zhang, 2012, p. 24). La adición de amoníaco acuoso (aumento de pH de solución) permite estabilizar por más tiempo a los iones cúprico como se muestra en la Figura 1.6.

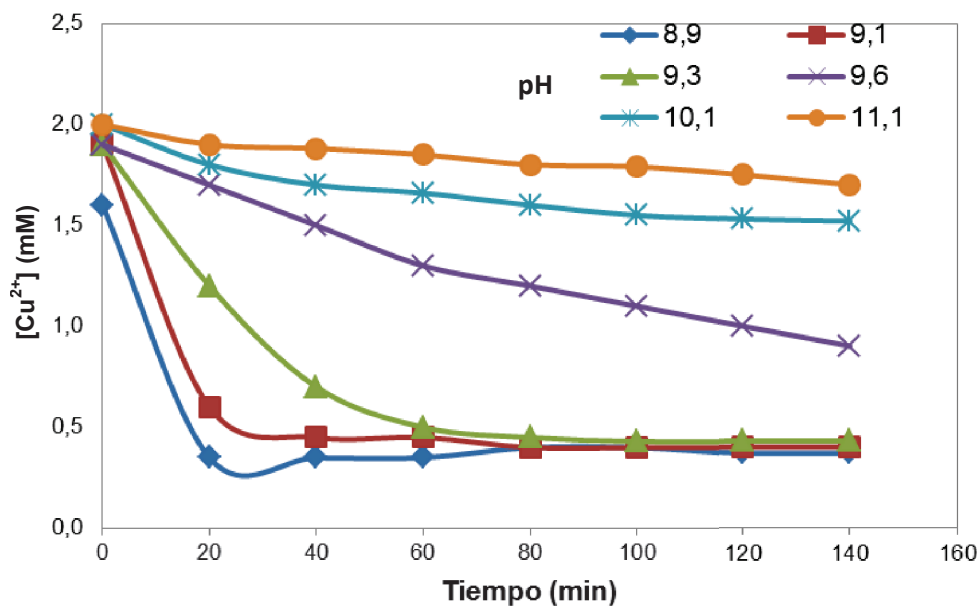


Figura 1.6. Efecto del pH en la concentración de Cu^{2+} ($[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 40 \text{ mM}$; $[\text{NH}_3] = 0,24 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$) (Senanayake y Zhang, 2012, p. 23)

Se debe tener en cuenta que inevitablemente la concentración de iones cúprico disminuirá durante la lixiviación a pesar que los iones cuproso puedan oxidarse al

reaccionar con el oxígeno disuelto (Aylmore y Muir, 2000, p. 139; Haddad et al., 2003, p. 4). Sin embargo, elevados valores de pH (debido a la presencia de amoníaco acuoso) permiten retardar la reducción de los iones cúprico (Aylmore y Muir, 2000, p. 139; Senanayake y Zhang, 2012, p. 25).

Otro aspecto a tener en cuenta, es la transformación que pueden sufrir los iones cúprico a sulfuros los cuales pasivan la superficie metálica disponible para la disolución de oro (Zelinsky y Novgorodtseva, 2013, p. 79). Un exceso en la concentración de iones cúprico provocará un descenso en la disolución de oro y por lo tanto se requiere de una mayor cantidad de amoníaco para estabilizar dichos iones en forma del complejo cuprotetramina (Jeffrey y Breuer, 2002, p. 150).

1.1.4. EFECTO DE LA CONCENTRACIÓN DEL ION TIOSULFATO EN LA DISOLUCIÓN DE ORO

Un incremento en la concentración del agente lixiviante puede ser beneficioso hasta cierto punto debido a su carácter metaestable (Michel y Delgado, 2011, p. 68). Al existir una mayor cantidad del ion tiosulfato, se favorece la reacción con el complejo diamino auroso para la formación del complejo oro-tiosulfato de acuerdo a lo expuesto en la ecuación 1.3 (Aylmore y Muir, 2000, p. 138; Haddad et al., 2003, p. 4).

Sin embargo, se debe tener presente que al incrementar la cantidad del ion tiosulfato en solución, este puede obstaculizar la adsorción del amoníaco sobre la superficie del oro metálico para formar el complejo diamino auroso (Tsunekawa, Rath, Hiroyoshi y Hirajima, 2003, p. 346). Otro efecto indeseable que se puede producir al añadir en exceso el agente lixiviante, consiste en que la reacción directa (sin la intervención de la cuprotetramina) entre el ion tiosulfato y el oro metálico se ve favorecida. Tal situación retardaría la disolución del oro metálico al ser esta reacción más lenta que la reacción entre la cuprotetramina y el oro cerovalente (Haddad et al., 2003, p. 4).

Este efecto se confirma en la Figura 1.7 en donde se muestra que al aumentar la concentración del tiosulfato, la concentración de la cuprotetramina disminuye (Aylmore y Muir, 2000, p. 147).

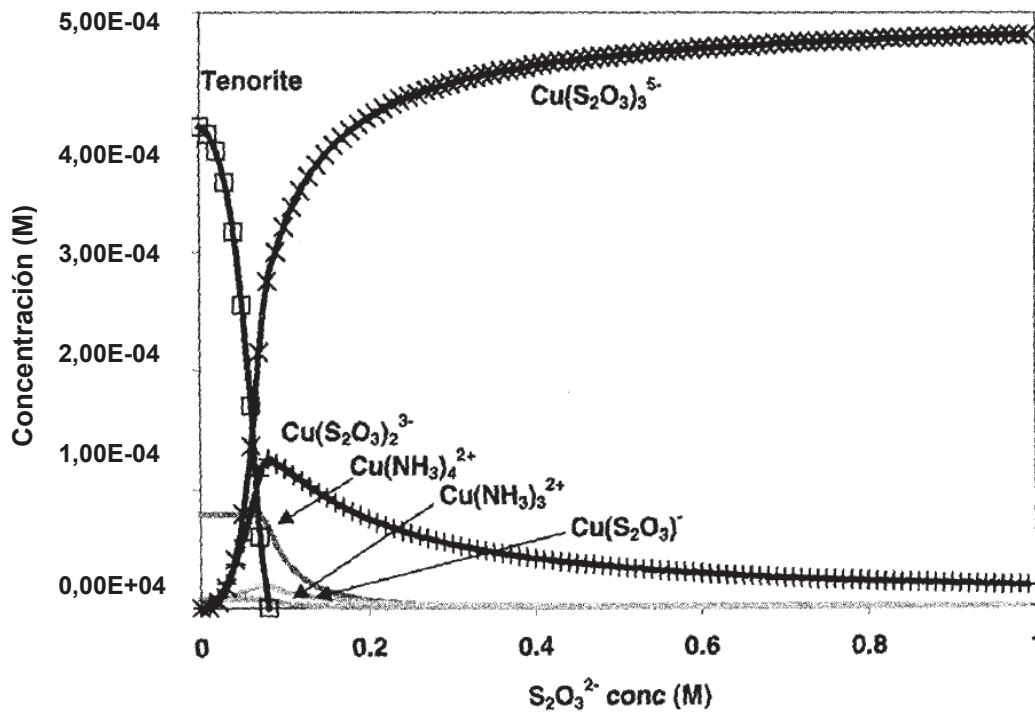


Figura 1.7. Concentración de especies de cobre a diferentes concentraciones de tiosulfato (Aylmore y Muir, 2000, p. 147)

No solo se da la minimización del efecto de la cuprotetramina al disminuir su concentración, sino que la concentración de la especie $[Cu(S_2O_3)_3]^{5-}$ aumenta notablemente con respecto a las otras especies de cobre mostradas en la Figura 1.7. Al estar el cobre reducido no colabora con la disolución del oro ya que debe ser oxidado nuevamente a cuprotetramina para continuar con la lixiviación (Senanayake, 2004, p. 56; Michel y Delgado, 2011, p. 70).

Por lo tanto no se debe añadir indiscriminadamente los reactivos de lixiviación (tiosulfato de sodio, iones cúpricos y amoníaco acuoso) ya que un excesivo aumento de cualquiera de estos va en detrimento de la recuperación de oro en el lixiviado. Siempre se debe mantener un equilibrio entre los tres reactivos manteniendo un valor de pH superior a 10,0 y potenciales de oxidación mayores a

0,5 V para favorecer la recuperación de oro en el lixiviado (Senanayake y Zhang, 2012, p. 23).

1.2. EFECTO DE ADITIVOS EN LA LIXIVIACIÓN DE MINERALES AURÍFEROS CON TIOSULFATO DE SODIO

La presencia de aditivos, los cuales pueden añadirse a la solución lixivante o estar presentes en la superficie del mineral, pueden contribuir a un mejor o peor desempeño del agente lixivante en la disolución de oro (Jeffrey y Chandra, 2004, p. 308; Senanayake, 2012, p. 6; Wadsworth y Zhu, 2003, p. 304). El efecto que tenga un determinado aditivo sobre el proceso de lixiviación, depende principalmente de la cantidad a añadir del mismo (Senanayake, 2012, p. 12).

Además, se debe tener en cuenta que no todos los aditivos permiten acelerar la disolución de oro durante la lixiviación con soluciones amoniacaes de tiosulfato. Existen otros compuestos, como es el caso del etilén diamino tetra acético (EDTA) o de la Carboximetilcelulosa (CMC), que permiten disminuir el consumo de tiosulfato durante la lixiviación (Feng y van Deventer, 2010a, p. 143; Feng y van Deventer, 2011, p. 115; Senanayake, 2012, p. 3).

También se da el caso que, según el tipo de sal de tiosulfato utilizada en el proceso de lixiviación, se pueda obtener una mejor recuperación de oro en el lixiviado (Feng y van Deventer, 2010c, p. 122; Jeffrey y Chandra, 2004, p. 307; Senanayake, 2005, p. 234). De acuerdo con la sal de tiosulfato utilizada, se puede mantener una mayor cantidad de iones cúprico estables o se puede conseguir un menor consumo del agente lixivante durante la lixiviación (Senanayake, 2012, p. 7). Tal situación conlleva a una mejora en la cinética de disolución de oro (Hadad et al., 2003, p. 4). La presencia de compuestos contenidos dentro del mineral a lixiviar como es el caso de las especies de sulfuro, pueden causar un elevado consumo del agente lixivante o un prolongado tiempo en la disolución de oro (Aylmore et al., 2014, p. 15; Feng y van Deventer, 2007, p. 276; Senanayake, 2012, p. 6). Por último, pueden existir otros metales dentro del mineral, como es el

caso del hierro el cual puede provocar la oxidación del tiosulfato hacia politionatos indeseados (Feng y van Deventer, 2010b, p. 400). Es así que se debe tener presente las características que posee el mineral aurífero con el fin de determinar cuáles aditivos se podrían añadir con el fin de mejorar la disolución de oro.

1.2.1. ESPECIES DE SULFURO PRESENTES EN EL MINERAL

La presencia de diferentes especies de sulfuro como el titionato o el tetracionato, se debe a la reacción entre el tiosulfato y los iones cúpricos como se muestra en la ecuación 1.10. Al incrementarse la presencia de diferentes especies sulfuradas, se disminuye la concentración de iones cúprico lo que conduce a una menor cantidad del complejo cuprotetramina (Haddad et al. 2003, p. 5; Senanayake, 2012, p. 6). Como se puede advertir en la Figura 1.8, la cantidad de iones cúprico que reacciona es muy elevada al incrementar la cantidad de especies sulfuradas, en especial la del ion sulfuro.

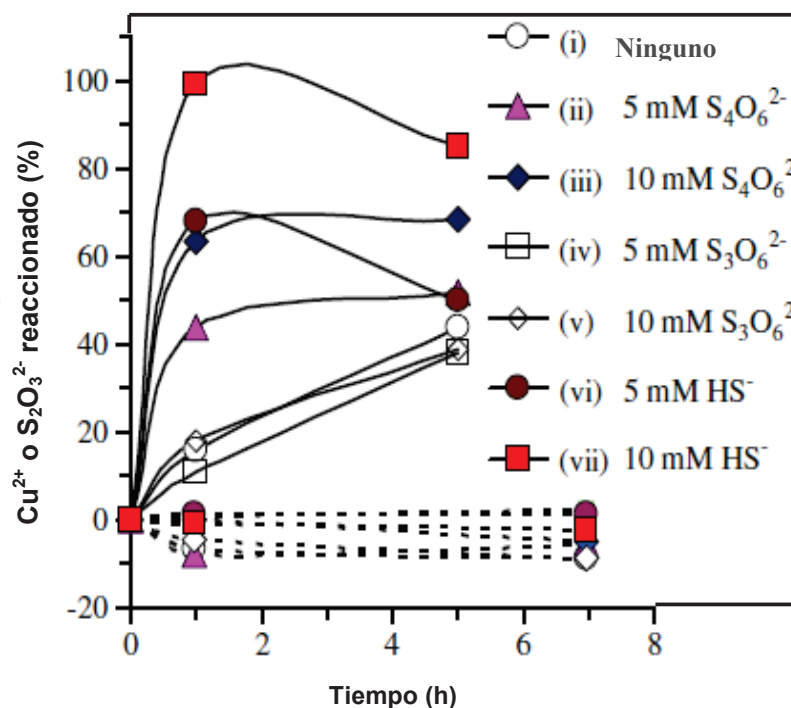
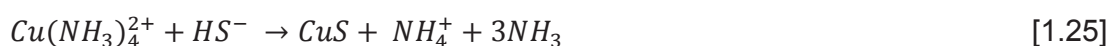
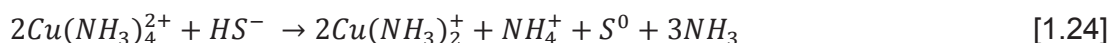


Figura 1.8. Concentración Cu^{2+} (líneas continuas) y tiosulfato (líneas discontinuas) a diferentes concentraciones de especies de sulfuro (Senanayake, 2012, p. 7)

La razón por la que la presencia de los iones sulfuro disminuyen dramáticamente la cantidad de iones cúprico disponible se debe a la poca capacidad que tiene el ion sulfuro para establecer un enlace coordinado con el cobre catiónico de acuerdo con la teoría de Lewis (Senanayake, 2012, p. 4). Los iones sulfuro disminuyen la concentración de cuprotetramina como se muestran en las siguientes ecuaciones:



Otro aspecto importante, es la formación de sulfuros de cobre los cuales se depositan en la superficie metálica del oro e impiden su disolución (Feng y van Deventer, 2007, p. 276). No obstante, una adecuada cantidad de estas especies sulfuradas pueden permitir una mejor disolución de oro como se puede observar en la Figura 1.9.

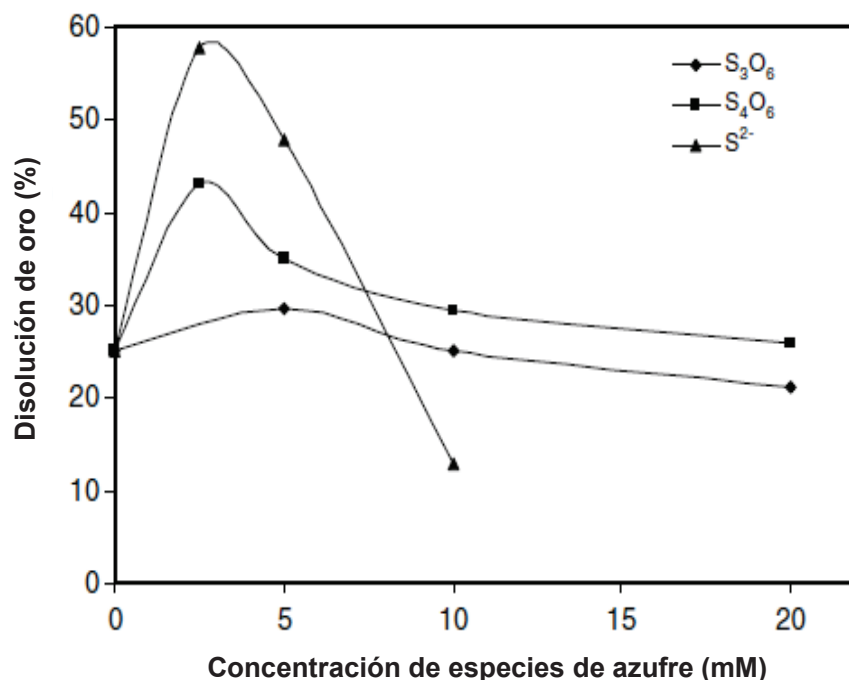


Figura 1.9. Efecto de la concentración de especies sulfuradas en la disolución de oro ([S₂O₃] = 0,1 M; [NH₃] = 0,5 M; [Cu²⁺] = 6 mM) (Feng y van Deventer, 2007, p. 275)

Una pequeña cantidad de iones sulfuro permite tener una elevada disolución de oro. Sin embargo, si la cantidad de dicha especie sulfurada es superior a 5 mM, la recuperación de oro en el lixiviado disminuye (Feng y van Deventer, 2007, p. 275; Senanayake, 2012, p. 7). El efecto beneficioso que tiene la adición de una baja cantidad de sulfuro radica en el hecho que el ion sulfuro puede convertirse a ion tiosulfato de acuerdo a lo expuesto en el diagrama de Pourbaix de la Figura 1.5. Al darse las condiciones requeridas, el ion sulfuro puede transformarse a ion tiosulfato al igual que otros politionatos lo que conduce a una mejor disolución de oro (Feng y van Deventer, 2007, p. 280).

1.2.2. TIPOS DE SAL DE TIOSULFATO

Existen varios tipos de sales de tiosulfato y las más usadas para lixiviación son las sales de tiosulfato de sodio, amonio y calcio. La variación en el catión utilizado se refleja tanto en la cantidad de iones cúprico residual como en la recuperación de oro en el lixiviado (Feng y van Deventer, 2010c, p. 123; Senanayake, 2012, p. 7). Otro aspecto a tener en cuenta es la estabilidad de la sal de tiosulfato, que como se puede observar en la Figura 1.10, cambia de acuerdo al catión empleado.

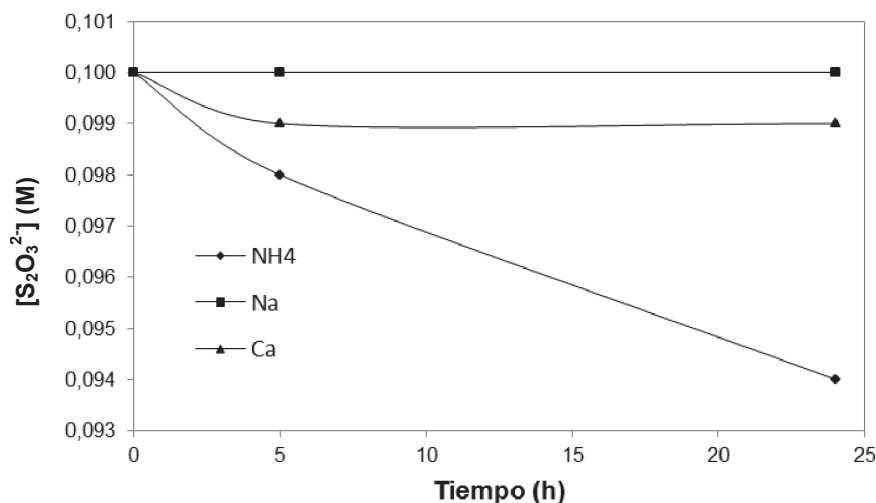


Figura 1.10. Variación de la concentración de diferentes sales de tiosulfato con el tiempo ([S₂O₃²⁻] = 0,1 M; [NH₃] = 0,5 M; [Cu²⁺] = 4 mM)
(Feng y van Deventer, 2010c, p. 123)

Al existir un menor consumo de tiosulfato de sodio durante la lixiviación, la reposición de dicho agente lixivante no es tan alta en comparación con las sales de tiosulfato de amonio y calcio (Feng y van Deventer, 2010c, p. 123). No obstante, se debe considerar también la variación de la concentración de cuprotetramina durante la disolución de oro (Hadad et al., 2003, p. 5; Senanayake, 2012, p. 7). En la Figura 1.11 se muestra que al emplear tiosulfato de sodio la concentración de cuprotetramina disminuye notablemente (Feng y van Deventer, 2010c, p. 123).

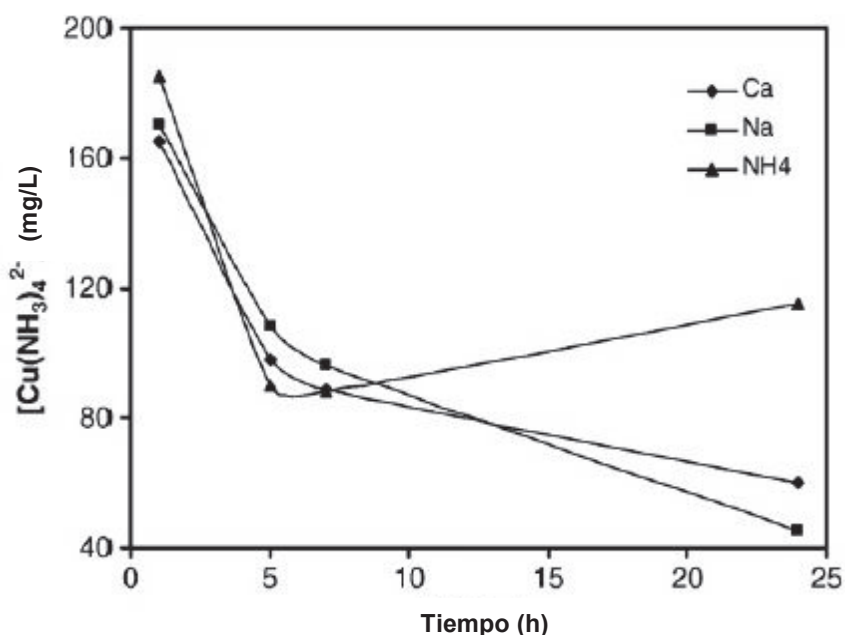


Figura 1.11. Efecto del tipo de sal de tiosulfato en la concentración de cuprotetramina
 ($[S_2O_3] = 0,1 \text{ M}$; $[NH_3] = 0,5 \text{ M}$; $[Cu^{2+}] = 4 \text{ mM}$)
 (Feng y van Deventer, 2010c, p. 123)

El efecto tampón producido por el sistema NH_4^+/NH_3 que se desprende de la sal de tiosulfato de amonio permite la oxidación de los iones cuprosos a iones cúprico en forma de cuprotetramina (Feng y van Deventer, 2010c, p. 123; Senanayake, 2012, p. 7). La mayor presencia de cuprotetramina con la adición de tiosulfato de amonio permite disolver más rápido el oro metálico (Jeffrey y Chandra, 2004, p. 308). No obstante, se debe evaluar el consumo de la sal de tiosulfato con respecto a la velocidad de disolución de oro, para determinar hasta qué punto es más beneficiosa la sal de tiosulfato de sodio o la de amonio.

1.2.3. ADITIVOS REDUCTORES DE CONSUMO DE TIOSULFATO

Existen varios aditivos utilizados para disminuir el consumo de ion tiosulfato durante la lixiviación (Feng y van Deventer, 2010a, p. 144). Entre los principales se encuentran la Carboximetilcelulosa (CMC), el ácido etilén diamino tetra acético (EDTA), el hexametáfosfato de sodio (SHMP) y la glicina (Senanayake, 2012, p. 3). Dichos compuestos poseen la capacidad de formar enlaces coordinados con metales pesados polivalentes disueltos (Feng y van Deventer, 2010a, p. 144; Senanayake, 2012, p. 3). En la Figura 1.12 se muestran las fórmulas semidesarrolladas de los aditivos ya mencionados.

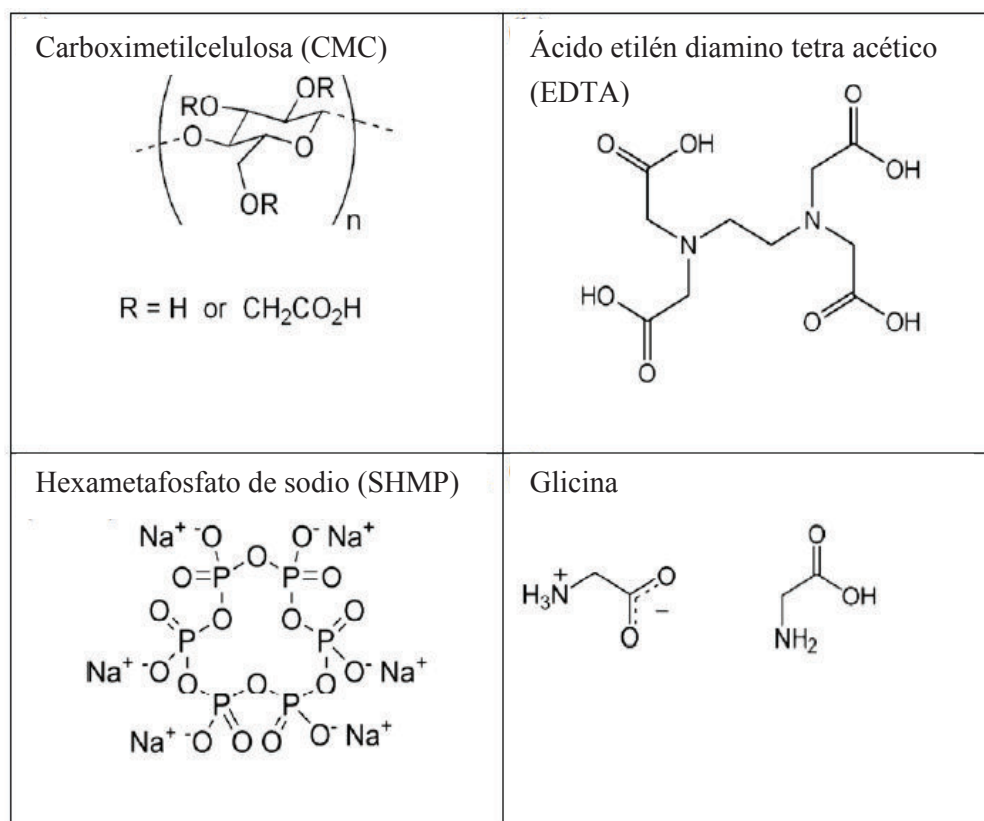


Figura 1.12. Estructuras químicas de aditivos reductores de consumo de tiosulfato (Senanayake, 2012, p. 3)

De acuerdo a la ecuación 1.2, los iones cúprico se reducen a iones cuproso en la forma de $[\text{Cu}(\text{S}_2\text{O}_3)_3]^{5-}$ lo que provoca una disminución de iones cúprico disponible y un aumento en el consumo del ion tiosulfato (Haddad et al., 2003, p. 4;

Senanayake, 2012, p. 2). Compuestos como CMC y EDTA compiten con el ion tiosulfato para formar enlaces coordinados con los iones cúprico y de esta forma reducen el consumo del agente lixivante durante la disolución de oro (Feng y van Deventer, 2011, p. 115; Senanayake, 2012, p. 3).

Los aditivos mostrados en la Figura 1.12, actúan como bases de Lewis los cuales donan un par de electrones a los iones cúprico formando enlaces coordinados (Senanayake, 2012, p. 4). De esta forma, menor cantidad de ion tiosulfato reacciona con los iones cúprico lo que evita su posterior transformación a politionatos (Feng y van Deventer, 2011, p. 116). Por lo tanto, al existir mayor cantidad de ion tiosulfato disponible, la disolución de oro se incrementa como se puede observar en la Figura 1.13.

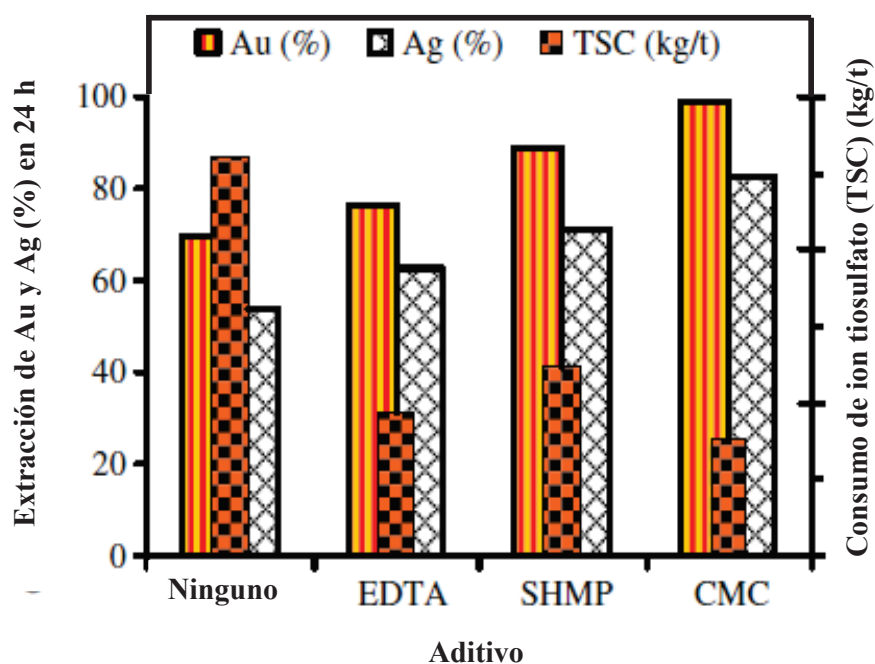


Figura 1.13. Recuperación de metales preciosos y consumo de tiosulfato con diferentes aditivos ($[S_2O_3] = 0,1 \text{ M}$; $[NH_3] = 0,5 \text{ M}$; $[Cu^{2+}] = 0,78 \text{ mM}$ $[CMC] = 0,13 \text{ g/L}$; $[EDTA] = 0,80 \text{ g/L}$; $[SHMP] = 0,13 \text{ g/L}$) (Senanayake, 2012, p. 3)

Sin embargo, se debe tener en cuenta que una excesiva cantidad de estos aditivos es perjudicial para la recuperación de oro en el lixiviado. En el caso del EDTA, al adicionar elevadas cantidades de este reactivo a la solución lixivante,

mayor cantidad de iones cúprico son acomplejados por el EDTA y por ende la concentración de cuprotetramina disminuye (Feng y van Deventer, 2010a, p. 145). Al disminuir la cantidad de cuprotetramina el potencial de la solución también disminuye y la disolución de oro transcurre más despacio (Feng y van Deventer, 2010a, p. 145; Michel y Delgado, 2011, p. 69).

El impacto positivo de estos aditivos también se refleja en la remoción de capas pasivantes como sulfuros de cobre o hidróxidos de hierro (Feng y van Deventer, 2010a, p. 144; Senanayake, 2012, p. 17). Algunos minerales que poseen una alta concentración de hierro pueden inducir a la formación de hidróxidos o fosfatos de hierro los cuales se depositan en la superficie metálica del oro e impiden su posterior disolución (Feng y van Deventer, 2010b, p. 400; Senanayake, 2012, p. 17).

Uno de los aditivos utilizado para disolver las capas pasivantes depositadas alrededor del oro metálico es el SHMP. Dicho reactivo permite disolver las capas de hidróxido férrico depositadas sobre el oro cerivalente en fosfatos solubles de acuerdo a la siguiente ecuación (Senanayake, 2012, p. 17).



Es así que los aditivos ya mencionados tienen dos características bien marcadas. A bajas concentraciones en la solución lixiviante permiten reducir la cantidad de ion tiosulfato a gastar durante la disolución de oro metálico. Además su acción permite conseguir elevadas recuperaciones de oro en los lixiviados (Senanayake, 2012, p. 17).

No obstante, no se puede generalizar las cantidades idóneas a añadir de dichos reactivos en el proceso de lixiviación con soluciones amoniacaes de tiosulfato requeridas para conseguir la máxima recuperación de oro en el lixiviado, ya que su concentración dentro de la solución lixiviante depende de las características del mineral a tratar (Feng y van Deventer, 2010a, p. 144; Senanayake, 2012, p. 2).

1.2.4. PLATA DISUELTA EN SOLUCIÓN LIXIVIANTE

Se sabe con anticipación que la presencia de plata acelera la disolución de oro durante la cianuración (Senanayake, 2012, p. 2). No obstante, el efecto que tendría la presencia de plata disuelta en soluciones amoniacales de tiosulfato no está del todo claro (Muir y Aylmore, 2004, p. 7; Wadsworth y Zhu, 2003, p. 301). Durante la cianuración, la plata disuelta forma junto al oro el complejo $\text{AgAu}(\text{CN})_2$. Dicho compuesto permite una disolución más rápida de oro con respecto al proceso de cianuración sin la presencia de plata (Wadsworth y Zhu, 2003, p. 306).

En el caso de la lixiviación con soluciones amoniacales de tiosulfato con la presencia de iones cúprico, la recuperación de oro en el lixiviado aumenta con el incremento de la cantidad de plata presente en el mineral, de acuerdo a lo expuesto en la Figura 1.14 (Senanayake, 2012, p. 15).

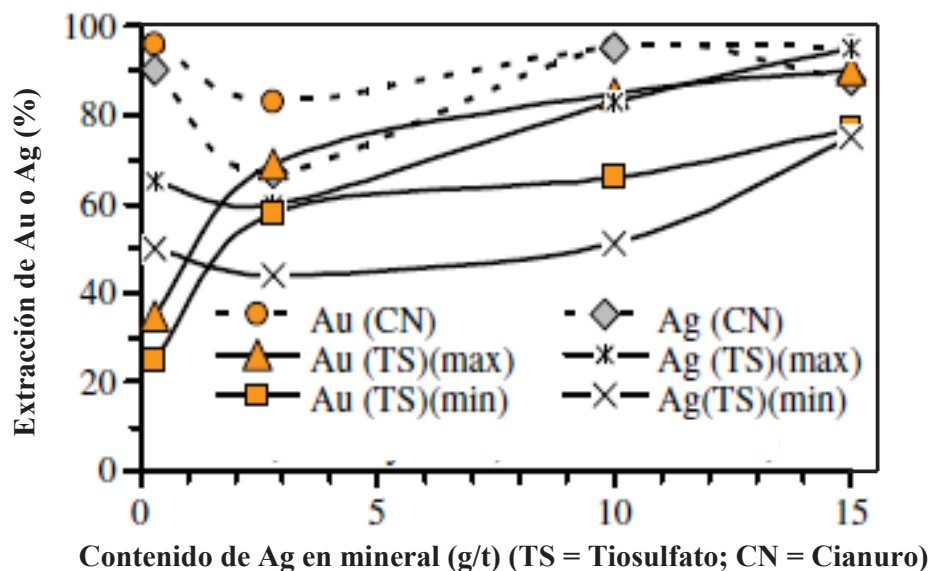


Figura 1.14. Efecto del contenido de plata en el mineral sobre la recuperación de oro y plata en soluciones cianuradas y amoniacales de tiosulfato con la presencia de Cu^{2+} (Senanayake, 2012, p. 15)

La posible razón por la que las aleaciones de oro y plata poseen velocidades de recuperación de oro más elevadas que minerales de oro puro, está en que la velocidad de disolución de plata es mayor a la del oro (Senanayake, 2012, p. 16).

Tanto el oro y la plata forman complejos estables con el tiosulfato como se puede observar en la Figura 1.15 (Haddad et al., 2003, p. 4).

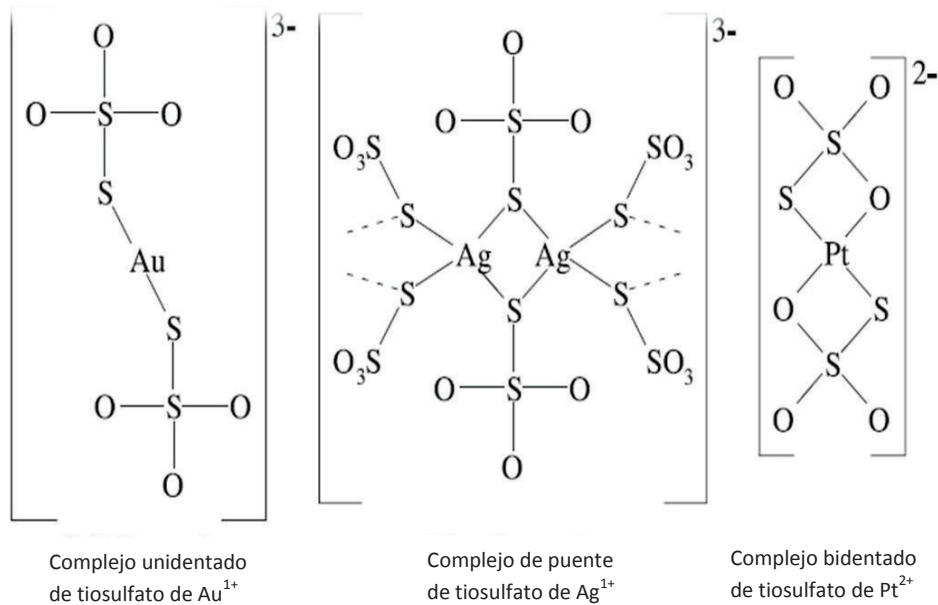


Figura 1.15. Complejos de tiosulfato formados durante lixiviación (Haddad et al., 2003, p. 4)

También se debe tener en cuenta que la disolución de oro se incrementa al formarse el complejo $[\text{AgAu}(\text{S}_2\text{O}_3)_2]^{2-}$, el cual es más soluble que los complejos mostrados en la Figura 1.15 (Webster, 1986, p. 1837).

1.2.5. HIERRO METÁLICO E ION FÉRRICO

La presencia de hierro metálico o del ion férrico en la solución lixivante afecta negativamente a la recuperación de oro en el lixiviado (Feng y van Deventer, 2010b, p. 399; Senanayake, 2012, p. 2). El hierro metálico puede estar presente dentro del mineral o puede ser añadido durante el proceso de lixiviación con tiosulfato al igual que el ion férrico en forma de sales. No obstante, cabe resaltar que el hierro metálico puede introducirse en la pulpa durante la molienda en húmedo (Feng y van Deventer, 2010b, p. 400). La contaminación de la pulpa debido a la introducción de hierro metálico durante el proceso de molienda tiene

un mayor impacto negativo en la extracción de oro que la adición de iones de hierro (Feng y van Deventer, 2010b, p. 401).

Los iones de hierro disueltos pueden formar óxidos o hidróxidos los cuales se depositan sobre la superficie metálica del oro contenido en el mineral a lixiviar. Estas capas tienen un efecto pasivante lo que impide la posterior disolución de oro (Feng y van Deventer, 2010b, p. 401). Sin embargo, dicho efecto pasivante puede mitigarse con la adición de hexametáfosfato de sodio el cual transforma los hidróxidos de hierro formados en fosfatos solubles (Senanayake, 2012, p. 17).

Por otro lado, el hierro metálico, ya sea contenido dentro del mineral o introducido en el proceso de molienda, tienen dos efectos negativos en la disolución de oro con soluciones amoniacales de tiosulfato. El primero de ellos es similar al que sucede con los iones de hierro, es decir, las partículas de hierro metálico también forman capas alrededor del oro metálico que resulta en la pasivación de su superficie (Feng y van Deventer, 2010b, p. 401). Además, el hierro metálico residual, actúa como agente reductor del complejo oro-tiosulfato lo que conduce a una baja recuperación de oro en el lixiviado (Feng y van Deventer, 2010b, p. 401).

En general, la presencia de hierro perjudica el proceso de lixiviación de minerales auríferos con soluciones amoniacales de tiosulfato en presencia de cobre. La baja recuperación de oro no solo está limitada a un efecto pasivante de la superficie metálica del oro. El hierro también afecta a cada uno de los componentes presentes en el proceso de lixiviación como son el ion tiosulfato y los iones cúprico (Feng y van Deventer, 2010b, p. 402).

Tanto el hierro metálico como los iones de hierro disueltos disminuyen la concentración de ion tiosulfato durante la lixiviación (Feng y van Deventer, 2010b, p. 402). Los iones de hierro disueltos aceleran la descomposición del ion tiosulfato. Además los óxidos e hidróxidos formados a partir de los iones de hierro coloidales oxidan el ion tiosulfato a diferentes politionatos lo que provoca una disminución de la concentración del agente lixivante (Feng y van Deventer, 2010b, p. 402). Generalmente, la presencia de minerales como hematita, pirita o

pirrotina transforman el ion tiosulfato a tetrionato lo cual va en detrimento de la recuperación de oro en el lixiviado (Feng y van Deventer, 2010b, p. 402).

Es así que, la presencia de hierro va en perjuicio de la recuperación de oro durante la lixiviación de minerales auríferos, especialmente cuando la concentración de hierro se incrementa. En la Figura 1.16 se puede advertir como un aumento en la concentración de hierro (en cualquiera de sus formas) disminuye el porcentaje de extracción de oro (Feng y van Deventer, 2010b, p. 401).

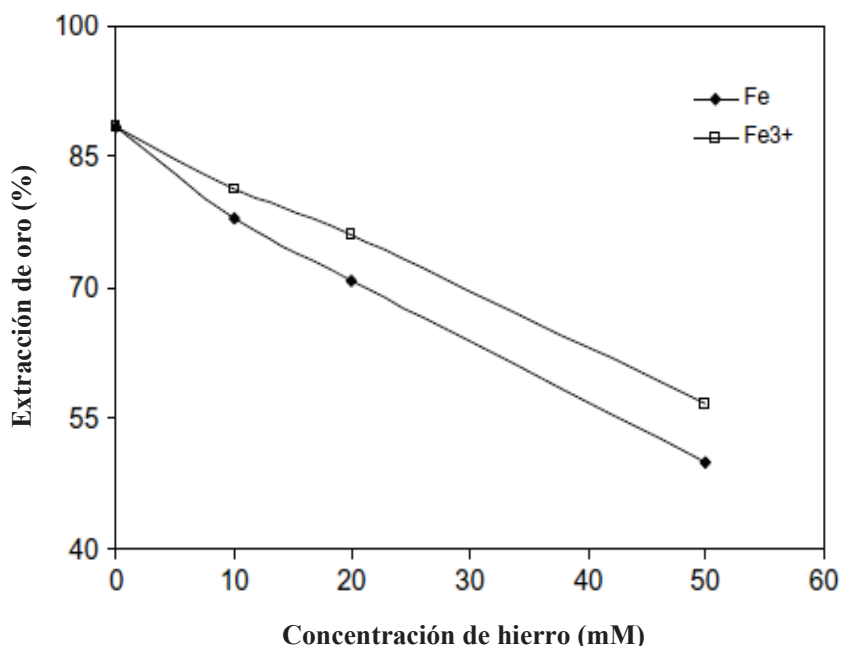


Figura 1.16. Extracción de oro después de 24 h con la adición de hierro metálico e ion férrico ($[S_2O_3] = 0,1 \text{ M}$; $[NH_3] = 1,0 \text{ M}$; $[Cu^{2+}] = 6,3 \text{ mM}$) (Feng y van Deventer, 2010b, p. 401)

Otro aspecto importante a tener en cuenta es la reducción de la concentración de iones cúprico (Hadad et al, 2003, p. 4). Las partículas de hierro metálico tienden a reducir los iones cúprico a iones cuproso lo cual disminuye la cantidad de cuprotetramina disponible para la disolución del oro metálico (Feng y van Deventer, 2010b, p. 401). De igual forma, el ion férrico también reduce la concentración de cuprotetramina debido a la adsorción que se produce de los iones cúprico en los flóculos de hidróxido férrico formados (Feng y van Deventer,

2010b, p. 401). Este fenómeno conduce a la precipitación del Cu^{2+} fuera de la solución lixivante lo que resulta en una baja disolución de oro durante la lixiviación (Feng y van Deventer, 2010b, p. 401).

1.2.6. IONES PLÚMBICOS

El plomo, ya sea contenido dentro del mineral o añadido en forma de sal a la solución lixivante, es perjudicial para la recuperación de oro. El plomo compite con el oro y la plata para formar complejos con el ion tiosulfato (Alonso-Gómez y Lapidus, 2009, p. 89). Cabe resaltar que, de acuerdo a la cantidad añadida de plomo a la solución lixivante, se puede tener un impacto positivo o negativo en la disolución de oro (Alonso-Gómez y Lapidus, 2009, p. 89; Senanayake, 2012, p. 16).

A bajas concentraciones de plomo, la disolución del oro contenido en el mineral se incrementa, mientras que a elevadas concentraciones se produce el efecto contrario (Feng y van Deventer, 2002, p. 231; Senanayake, 2012, p. 16). Una de las explicaciones por la que el plomo tiene un efecto perjudicial, está relacionada con la disminución de iones cúprico presentes en la solución lixivante (Alonso-Gómez y Lapidus, 2009, p. 94).

El tipo de sal de plomo a agregar también es un factor a tener en cuenta. Las sales de sulfuro de plomo y óxido de plomo disminuyen en mayor medida la recuperación de oro que las sales de carbonato de plomo y nitrato de plomo (Senanayake, 2012, p. 16). Las sales de plomo se transforman en hidróxido de plomo el cual se deposita alrededor de la superficie metálica del oro lo que conduce a un efecto pasivante (Feng y van Deventer, 2002, p. 242; Senanayake, 2012, p. 16).

No obstante, en bajas cantidades las sales de plomo resultan beneficiosas para la recuperación de oro ya que estas reaccionan con el oro formando el complejo AuPb_2 (Feng y van Deventer, 2002, p. 231; Senanayake, 2012, p. 16).

Generalmente, el plomo tiene un efecto dañino sobre la lixiviación de minerales auríferos con soluciones amoniacales de tiosulfato y la adición de cualquier sal de plomo disminuye la recuperación de oro en el lixiviado de acuerdo a la Figura 1.17.

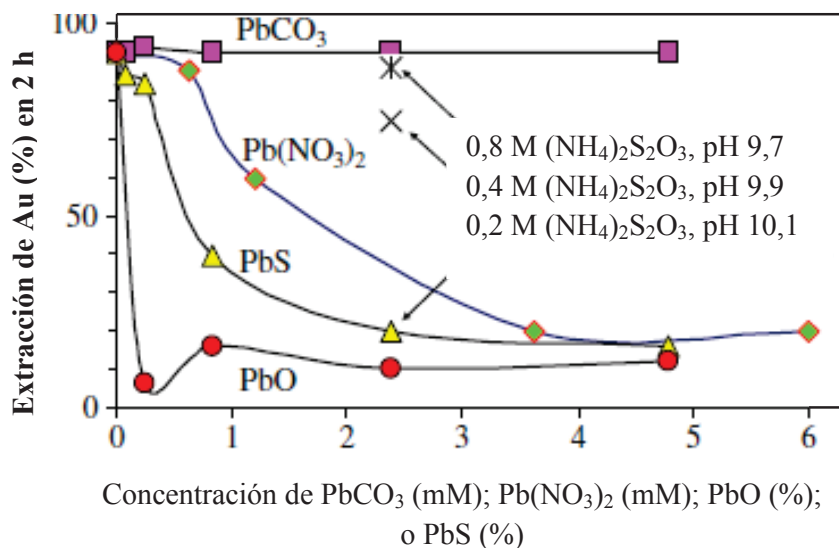
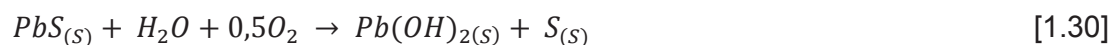
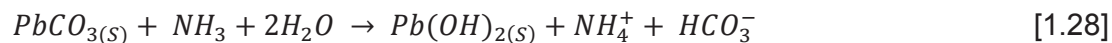


Figura 1.17. Efecto de la concentración de diferentes sales de plomo sobre la extracción de oro ($[S_2O_3] = 0,2$ M; $[NH_3] = 0,9$ M; $[Cu^{2+}] = 1,2$ mM) (Senanayake, 2012, p. 16)

El carbonato de plomo no tiene un efecto relevante sobre la extracción de oro debido a que dicha especie es un complejo estable en solución (Senanayake, 2012, p. 16). La formación de hidróxido de plomo, responsable de disminuir la recuperación de oro en el lixiviado, se da de la siguiente manera:



1.3. TÉCNICAS DE RECUPERACIÓN DE ORO DE SOLUCIONES LIXIVIADAS CON TIOSULFATO DE SODIO

La principal problemática en la aplicación del tiosulfato como alternativa tecnológica para la recuperación de oro está en los procesos de extracción de oro a partir de los lixiviados (Aylmore y Muir, 2000, p. 164; Haddad et al., 2003, p. 2). La técnica convencional de adsorción de oro en carbón activado no es útil en este caso ya que el aurotiosulfato no tiene afinidad por la superficie del carbón activado (Aylmore y Muir, 2000, p. 165; Haddad et al., 2003, p. 10; Navarro et al., 2006, p. 94; Ubaldini et al., 1995, p. 267).

Las técnicas de cementación y adsorción en resinas de intercambio iónico son las más prometedoras en la actualidad debido a su efectividad en la recuperación de oro a partir de lixiviados (Aylmore y Muir, 2000, p. 164; Hewitt, Jeffrey, Dai y Brunt, 2010, p. 136; Hiskey y Lee, 2003, p. 46). El proceso de cementación se puede aplicar solo a lixiviados clarificados mientras que las resinas se pueden aplicar tanto a pulpas como a lixiviados clarificados (Aylmore y Muir, 2000, p. 164; Haddad et al., 2003, p. 14).

1.3.1. ADSORCIÓN EN RESINAS DE INTERCAMBIO IÓNICO

Esta técnica de recuperación de oro a partir de lixiviados, consiste en la adsorción del oro disuelto en resinas las cuales poseen grupos funcionales selectivos con dicho metal precioso (Hewitt et al., 2010, p. 136). El mecanismo de recuperación en las resinas en el caso particular de lixiviados amoniacales de tiosulfato, consta del intercambio iónico entre el complejo oro-tiosulfato y un contra anión (Haddad et al., 2003, p. 17; Hewitt et al., 2010, p. 137). Las resinas de intercambio iónico poseen grupos funcionales con carga opuesta al ion que desean adsorber (Haddad et al., 2003, p. 14). La factibilidad de uso de esta técnica radica en escoger una resina que sea selectiva con el metal que se quiere recuperar y que el eluyente a utilizar en el proceso de elución no provoque la posterior regeneración de la resina (Haddad et al., 2003, p. 11).

La regeneración de las resinas consiste en descargar el eluyente contenido dentro de la estructura de la resina luego de realizado el proceso de elución. (Haddad et al., 2003, p. 11). La selectividad de la resina es un factor de gran relevancia y se valora mediante la siguiente relación de selectividad:

$$\frac{S}{R}\{Au, M\} = \frac{[Au]_R}{[M]_R} \quad [1.31]$$

Donde:

M : metal

$[M]_R$: concentración del metal en la resina

$[Au]_R$: concentración de oro en la resina

Para la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato se prefiere emplear resinas con aminas cuaternarias como grupos funcionales. Las aminas cuaternarias son bastante selectivas con el oro y tienen la facilidad de trabajar en cualquier valor de pH (Haddad et al., 2003, p. 13). En la Tabla 1.2 se muestran las principales resinas empleadas para la recuperación de oro de lixiviados con tiosulfato.

Tabla 1.2. Resinas utilizadas para recuperación de oro a partir de lixiviados de tiosulfato

Nombre	Tipo de resina	pH	Selectividad sobre cobre $\left(\frac{[Au]_R}{[Cu]_R}\right)$
Purolita	Amina cuaternaria	6,0-8,0	0,038
AmberJet 4200	Amina cuaternaria	8,0-9,5	2,390
IRA-743	Base débil	7,0-9,0	-----
Aurix	Guanidilo	8,0-10,0	-----
Amberlita A7	Base débil	-----	-----
IRA-400	Amina cuaternaria	9,0-12,0	-----

(Haddad et al., 2003, p. 15)

Según el tipo de eluyente, se tendrá o no una etapa posterior de regeneración de la resina para volver a utilizarla en una futura adsorción (Hewitt et al., 2010,

p. 136). Entre los principales reactivos utilizados para la elución del oro se encuentran: tiocianato, tritionato, nitrato y cloruro de sodio (Hewitt et al., 2010, p. 136). El proceso de elución con tiocianato es costoso y requiere de un proceso de regeneración de la resina el cual resulta complicado (Aylmore y Muir, 2000, p. 168; Haddad et al., 2003, p. 11; Hewitt et al., 2010, p. 136).

El tritionato posee una elevada afinidad hacia los grupos funcionales de las resinas de intercambio iónico por lo que no se recomienda la presencia de tritionato en los lixiviados ya que este compite con el aurotiosulfato por adsorberse en la resina (Hewitt et al., 2010, p. 136). Sin embargo, se puede usar el tritionato como eluyente del oro con el problema de que la resina luego del proceso de elución queda cargada con el tritionato y debe ser regenerada con el fin de volver a usarla (Hewitt et al., 2010, p. 137).

El nitrato presenta el mismo problema que los reactivos anteriores, además en el proceso de regeneración se tiene una mayor dificultad para descargar el nitrato que los reactivos ya mencionados (Hewitt et al., 2010, p. 136). Otro eluyente considerado para la desorción del oro es el cloruro de sodio el cual posee una baja afinidad por las resinas de intercambio iónico (Hewitt et al., 2010, p. 139).

Al poseer una baja afinidad por las resinas, el cloruro no extrae el oro con la misma eficiencia que los reactivos anteriores. No obstante, el cloruro no queda cargado en la resina por lo que no se requiere una posterior etapa de regeneración (Hewitt et al., 2010, p. 139).

Un método para potenciar el uso de cloruro como eluyente, consiste en añadir sulfito de sodio. El sulfito reacciona con el aurotiosulfato formando un nuevo complejo menos afín a la resina. El nuevo compuesto formado puede ser extraído con mayor facilidad por el cloruro de sodio que además no es muy costoso (Hewitt et al., 2010, p. 139).



1.3.2. CEMENTACIÓN DE ORO

La cementación consiste en la precipitación de un metal disuelto en solución sobre otro metal con base a la diferencia de potencial electroquímico que existe entre ambos metales (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168; Haddad et al., 2003, p. 8; Hiskey y Lee, 2003, p. 45; Navarro, Vargas, Álvarez y Alguacil, 2005, p. 13). Existen varios metales utilizados para precipitar el oro disuelto en lixiviados amoniacales de tiosulfato como son el cobre y el zinc (Haddad et al., 2003, p. 8; Navarro et al., 2005, p. 13). En la Tabla 1.3 se muestran los principales pares galvánicos utilizados para precipitar el oro disuelto en lixiviados de tiosulfato (Navarro et al., 2005, p. 13).

Tabla 1.3. Fuerza electromotriz de diferentes pares galvánicos en cementación de oro a partir de lixiviados amoniacales de tiosulfato

Par Galvánico	Diferencia de potencial electroquímico (V)
Au-Al	3,36
Au-Zn	2,45
Au-Fe	2,13
Au-Cu	1,35

(Navarro et al., 2005, p. 13)

De acuerdo a lo mostrado en la Tabla 1.3, el aluminio sería el metal precipitante más adecuado. No obstante, el aluminio tiende a formar aluminatos insolubles en el producto final. Al usar hierro se pueden tener reacciones paralelas que pasivan la superficie del precipitante lo que conduce a contaminar el oro cementado (Navarro et al., 2005, p. 14).

Por lo tanto los precipitantes más usados son el cobre y el zinc los cuales son afectados por los diferentes componentes que posee el lixiviado de tiosulfato (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168; Haddad et al., 2003, p. 9; Navarro et al., 2005, p. 15). En el caso del zinc, una mayor concentración de amoníaco acuoso con respecto a la concentración del ion tiosulfato en el lixiviado permite obtener recuperaciones de oro superiores a 90% en tan solo media hora (Navarro et al.,

2003, p. 16). Se debe tener en cuenta que al existir una mayor presencia de amoníaco en solución se logra que la mayor cantidad de oro exista como complejo diamino auroso (Hiskey y Lee, 2003, p. 46). En la Tabla 1.4 se muestra que tanto el aurotiosulfato y el diamino auroso poseen constantes de estabilidad similares pero tamaños diferentes (Navarro et al., 2005, p. 18).

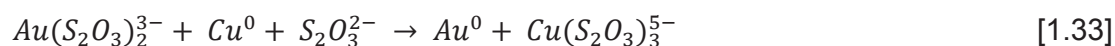
Tabla 1.4. Constantes de estabilidad y volumen iónico del aurotiosulfato y del diamino auroso

Complejo de oro	Constante de estabilidad	Volumen iónico (Å)
Diamino auroso	26,0	3,22
Aurotiosulfato	26,5	11,66

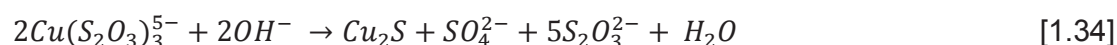
(Navarro et al., 2005, p. 18)

La mayor cantidad de iones que se adsorben en la superficie del zinc son los que se encuentran en forma de diamino auroso ya que estos son menos voluminosos que el aurotiosulfato (Navarro et al., 2005, p. 18). Es así que, es preferible incrementar la cantidad de amoníaco acuoso en el lixiviado y mantener concentraciones bajas de ion tiosulfato para obtener elevadas recuperaciones en la superficie del zinc (Navarro et al., 2005, p. 19).

En el proceso de cementación de oro con polvo de cobre, se da la reducción del complejo oro-tiosulfato de la siguiente manera:



Sin embargo, también se pueden dar reacciones paralelas que pueden afectar la precipitación del oro sobre la superficie del cobre metálico. Tal es el caso de la transformación de los iones cuproso disueltos en solución a sulfuro de cobre lo que produce un efecto pasivante en la superficie de cobre metálico (Hiskey y Lee, 2003, p. 46). La formación de sulfuro de cobre durante la cementación de oro, se da de la siguiente forma:



El pH del lixiviado es fundamental en la cementación con polvo de cobre. Un valor de pH alto indica una mayor concentración de amoníaco acuoso lo cual favorece la formación del complejo diamino auroso el cual precipita más rápido que el aurotiosulfato (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168; Navarro et al., 2005, p. 18). Además, el amoníaco acuoso presente en el lixiviado en el momento de la cementación, permite estabilizar los iones cúpricos disueltos lo que evita la posterior formación de óxidos y sulfuros de cobre que pasivan la superficie de cobre metálico (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 169).

Sin embargo, se debe tener en cuenta que al incrementarse la concentración de amoníaco acuoso, se favorece también la formación de cuprotetramina el cual disuelve el oro ya precipitado en la superficie del precipitante (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168).

Por lo tanto no se tiene muy claro hasta qué punto una mayor cantidad de amoníaco acuoso favorece la cementación de oro sobre polvo de cobre (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168). Otro aspecto importante es la concentración de iones cúprico. Una mayor concentración de dichos iones disminuye la recuperación de oro en el polvo de cobre ya que existe una competencia entre la precipitación del oro y la reducción del cobre disuelto (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 169).

1.3.3. EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

Esta técnica consiste en el contacto íntimo entre dos fases inmiscibles para transferir el metal de interés desde la fase acuosa (lixiviado) y una fase orgánica compuesta por el extractante y el disolvente orgánico (Haddad et al., 2003, p. 9). En este proceso, un extractante selectivo con el oro transfiere dicho metal desde el lixiviado de tiosulfato hacia la fase orgánica la cual es sometida a un proceso de re-extracción para separar el oro (Haddad et al, 2003, p. 9). Posteriormente, la fase orgánica es reintegrada al circuito de extracción por solventes y el oro separado pasa a una etapa de precipitación (Fujita et al., 2004, p. 42; Haddad et al., 2003, p. 9). Se han probado varios reactivos extractantes para

separar el oro de las soluciones amoniacaes de tiosulfato. Los más efectivos han sido las aminas, los fosfatos y los ésteres (Haddad et al., 2003, p. 9). No obstante, dichos extractantes, junto con sus respectivos solventes, requieren de un ajuste de pH que no siempre coincide con el valor de pH del lixiviado (Haddad et al., 2003, p. 9). Muchos de los extractantes conocidos trabajan a valores de pH inferiores a 8,0 lo que deriva en la descomposición del tiosulfato en otras especies químicas que afectan la recuperación de oro en la fase orgánica (Haddad et al., 2003, p. 9; Zhao, Wu y Chen, 1997, p. 364). En la Tabla 1.5 se exponen las recuperaciones de oro conseguidas con los principales reactivos extractantes y sus respectivos solventes.

Tabla 1.5. Recuperaciones oro a partir de lixiviados de tiosulfato con distintos reactivos extractantes y solventes a su pH requerido

Reactivo extractante	Solvente	pH requerido	Recuperación de oro (%)
Aliquat	Octano	> 3,0	99
Amina Terciaria	Octano	< 8,0	92
TRAO + APE	Octano	> 10,0	95
N ₁₉₂₃ + APE	Keroseno	< 8,0	96
N ₁₉₂₃ + TRAO	Octano	< 7,5	97
N ₁₉₂₃ + TRAO	Keroseno	< 9,0	95

(Haddad et al., 2003, p. 9)

TRAO: Óxido de trialquilamina

APE: Ésteres fosfóricos de alquilo

N₁₉₂₃: Amina primaria con grupo alquilo de 19 a 23 carbonos

El cloruro de trioctil metil amonio es otro reactivo extractante que a diferencia del resto de los extractantes citados en la Tabla 1.5, no requiere de un ajuste de pH para remover el oro disuelto en el lixiviado de tiosulfato (Fujita et al., 2004, p. 42). El cloruro de trioctil metil amonio permite recuperar el oro en la fase orgánica en tan solo 10 minutos con el uso de octano como disolvente a cualquier valor de pH que posea el lixiviado (Fujita et al., 2004, p. 44). Otro aspecto a tener en cuenta es la concentración de tiosulfato en el lixiviado. Una mayor concentración de tiosulfato incrementa la recuperación de oro en la fase orgánica ya que el aurotiosulfato es afin al cloruro de trioctil metil amonio (Fujita et al., 2004, p. 51).

1.3.4. FLOTACIÓN IÓNICA

La flotación iónica es una técnica para remover metales que se encuentran disueltos en solución acuosa (Doyle, 2003, p. 387; Galvin, Nicol y Waters, 1992, p. 21). Para la aplicación de esta técnica se requiere de la adición de un colector iónico y un surfactante que estabiliza las burbujas de gas (generalmente aire) que ascienden desde el fondo de la celda de flotación (Doyle, 2003, p. 387; Galvin et al., 1992, p. 21). El colector iónico atrae los iones metálicos de carga contraria y los concentra en la superficie en forma de espuma (Doyle, 2003, p. 388).

El colector iónico es una sustancia heteropolar con una larga cadena hidrocarbonada hidrofóbica (Galvin et al., 1992, p. 22). La parte polar del colector heteropolar se enlaza con el metal de interés de carga contraria mientras que la parte hidrofóbica del colector se adsorbe en la superficie de las burbujas de aire ascendentes (Doyle, 2003, p. 388; Galvin et al., 1992, p. 22). De esta forma tanto el metal de interés, el colector y las burbujas de aire ascienden hacia la superficie de la celda de flotación unidos como una cadena (Galvin et al., 1992, p. 23).

En la superficie se concentran los metales de interés en forma de espuma junto con el colector empleado (Galvin et al., 2003, p. 22). Esta técnica se emplea usualmente en recuperación de metales preciosos como oro, plata y platino a partir de lixiviados u otras diluciones (Doyle, 2003, p. 388; Polat y Erdogan, 2007, p. 266). También se puede emplear esta técnica para tratamientos de efluentes contaminados con metales pesados o sustancias tóxicas (Doyle, 2003, p. 388; Polat y Erdogan, 2007, p. 267). Se han reportado elevadas recuperaciones de metales preciosos mediante el uso de flotación iónica en ensayos realizados a escala laboratorio (Doyle, 2003, p. 388).

No obstante, se deben considerar varios aspectos al momento de escalar este proceso a nivel industrial. Se debe considerar la cinética del proceso como la toxicidad de los reactivos de flotación a utilizar (Doyle, 2003, p. 388). La eficiencia del proceso de flotación iónica depende de la afinidad y la selectividad que tenga

el colector heteropolar por el metal disuelto que se desea concentrar (Galvin et al., 1992, p. 22). Además de la elección de un adecuado colector se debe considerar la cantidad de agua que se obtenga en la espuma recolectada (Polat y Erdogan, 2007, p. 266). Una recuperación exitosa del metal de interés se consigue con una elevada relación ion metálico/agua en la espuma recolectada (Polat y Erdogan, 2007, p. 267).

En cuanto a recuperación de oro a partir de lixiviados se refiere, se sabe que el Aliquat es un colector altamente selectivo ya que es afín al oro y no a otros metales base. Además, el Aliquat presenta una elevada capacidad de carga y una rápida recuperación de oro en la espuma (de la Torre, Erazo y Guevara, 2007, p. 80).

1.3.5. ADSORCIÓN DE ORO CON CARBÓN ACTIVADO

La técnica de adsorción de oro con carbón activado es la más usada en la actualidad en los procesos convencionales de cianuración (Aylmore y Muir, 2000, p. 166; Haddad et al., 2003, p. 4). Sin embargo, este proceso no puede ser usado para recuperar oro de los lixiviados amoniacaes de tiosulfato ya que el complejo oro-tiosulfato tiene una baja afinidad por el carbón activado (Aylmore y Muir, 2000, p. 166; Gallaher, Hendrix, Milosavljevic, Nelson y Solujic, 1990, p. 311).

La verdadera razón por la que el aurotiosulfato no se adsorbe en la superficie del carbón activado no está del todo clara. Posiblemente su baja afinidad se deba a limitaciones de carácter estérico debido el gran tamaño que presenta el aurotiosulfato con respecto a otros complejos de oro como el diamino auroso (Aylmore y Muir, 2000, p. 166).

El complejo diamino auroso, que también se encuentra presente en el lixiviado pero en menor cantidad que el aurotiosulfato, sí presenta afinidad por el carbón activado (Vargas, Navarro, Araya, Pávez y Alguacil, 2006, p. 228). A diferencia que en el caso de la extracción por solventes, una mayor concentración del ion

tiosulfato disminuye la recuperación de oro en carbón activado (Aylmore y Muir, 2000, p. 166; Navarro et al., 2006, p. 93; Vargas et al., 2006, p. 228). Al aumentar la concentración del ion tiosulfato en el lixiviado, la cantidad del complejo diamino auroso desciende lo que a su vez disminuye la recuperación de oro en la superficie del carbón activado (Vargas et al., 2006, p. 229).

Al predominar el aurotiosulfato sobre el complejo diamino auroso, la recuperación de oro desciende por lo que es necesario incrementar la cantidad de amoníaco acuoso en el lixiviado para favorecer la formación del complejo oro-amoníaco (Navarro et al., 2006, p. 94; Vargas et al., 2006, p. 225). No obstante, una excesiva cantidad de amoníaco acuoso presente en el lixiviado puede entorpecer la difusividad del complejo diamino auroso lo que también desembocaría en una baja adsorción de oro en la superficie del carbón activado (Vargas et al., 2006, p. 228).

Una elevada cantidad del ion tiosulfato también va en contra de la adsorción de oro sobre carbón activado. El tiosulfato libre obstaculiza la movilidad del aurotiosulfato hacia la superficie del carbón activado (Vargas et al., 2006, p. 228). Además, el complejo oro-tiosulfato, al tener un tamaño voluminoso, no puede entrar en el interior de los poros del carbón activado (Vargas et al., 2006, p. 229). Cabe resaltar que generalmente el tamaño de poro que presenta el carbón activado empleado para la adsorción del aurotiosulfato y el complejo diamino auroso es de aproximadamente de 2 nm por lo que es importante conocer el diámetro iónico de dichos compuestos. En la Tabla 1.6 se muestra el porcentaje de aurotiosulfato y diamino auroso que ingresan en el interior de los poros del carbón activado.

Tabla 1.6. Diámetro iónico y porcentaje de complejos de oro que ingresan al interior de los poros de carbón activado de 987 m²/g de área superficial, $d_{\text{poro}} < 2\text{nm}$

Complejo de oro	Diámetro iónico (nm)	Cantidad de complejo que ingresa en los poros (%)
Aurotiosulfato	2,62	51,07
Diamino auroso	1,70	58,77

(Navarro et al., 2006, p. 229)

1.3.6. ELECTRÓLISIS

La electrólisis permite la deposición de iones acuosos en su forma metálica alrededor de la zona catódica de la celda electrolítica. A dicha celda, se le suministra una cantidad determinada de corriente eléctrica para provocar la deposición de las sustancias de interés (Ubal dini et al., 1995, p. 265). Para la ejecución de la operación de electrólisis se debe emplear electrodos los cuales deberán estar conectados con la fuente que suministra el voltaje deseado (Ubal dini et al., 1995, p. 267).

En la electrólisis de lixiviados con soluciones amoniaca les de tiosulfato de sodio en presencia de iones cúpricos, se suele emplear electrodos de acero inoxidable o de grafito (Hewitt et al., 2003, p. 140; Ubal dini et al., 1995, p. 267). Como este proceso consiste en utilizar una celda electrolítica, el electrodo que hace las veces de cátodo se encuentra conectado al terminal negativo y este atrae al aurotiosulfato a medida que se suministra la corriente eléctrica a la celda electrolítica (Aylmore y Muir, 2000, p. 169; Haddad et al, 2003, p. 9; Ubal dini et al., 1995, p. 267).

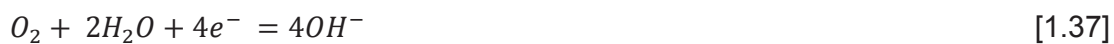
La técnica de electrólisis no es muy recomendada cuando se trata de lixiviados amoniaca les de tiosulfato. En dicho proceso se dan una serie de reacciones de las cuales la más importante es la reducción del complejo oro-tiosulfato en oro metálico (Aylmore y Muir, 2000, p. 169; Ubal dini et al., 1995, p. 267). No obstante, se tienen varios iones disueltos en los lixiviados amoniaca les de tiosulfato que pueden interferir con el adecuado desenvolvimiento de la operación de electrólisis (Ubal dini et al., 1995, p. 267).

Existen una serie de inconvenientes que disminuyen la recuperación de oro en la superficie del cátodo. En primer lugar, la presencia de cationes indeseados como los iones cúprico contaminan el oro depositado (Haddad et al., 2003, p. 9). Además, durante el proceso de electrólisis se producen una serie de reacciones parásitas que consumen parte de la energía requerida para depositar el oro en el área catódica (Haddad et al, 2003, p. 9; Ubal dini et al., 1995, p. 267).

La reducción del aurotiosulfato se da de la siguiente manera:



Simultáneamente se da la reducción de agua y del oxígeno disuelto en el área catódica (Ubalini et al., 1995, p. 267).



Otro aspecto a tener en cuenta es la co-deposición de otros metales como es el caso de la plata (Ubalini, et al., 1995, p. 267).



Por último, la reducción del aurotiosulfato no siempre sucede de la forma descrita en la ecuación 1.31. El tiosulfato al ser inestable, puede transformarse a sulfuro de oro durante el proceso de electrólisis. Por lo tanto, se ha utilizado sulfito de sodio con el fin de estabilizar el aurotiosulfato y conseguir que el oro depositado en la superficie del cátodo sea oro metálico y no sulfuro de oro (Hewitt et al., 2003, p. 140).

2. PARTE EXPERIMENTAL

Para el desarrollo de este proyecto se empleó como material de trabajo el mineral proveniente de la mina de Agroindustrial “El Corazón”. Con el mineral mencionado se procedió a realizar las pruebas pertinentes con el fin de demostrar que es factible la recuperación de oro con soluciones amoniacales de tiosulfato de sodio en presencia de iones cúprico. La caracterización química y mineralógica del mineral se tomó de estudios anteriores y dichos resultados se han tomado como base para este estudio (Serrano, 2012, p. 55).

Para realizar los primeros ensayos de lixiviación con tiosulfato de sodio, se redujo el tamaño de partícula del mineral a un d_{100} de 2 mm. Posteriormente se pulverizó el mineral en el molino de bolas a diferentes períodos de tiempo con el fin de obtener muestras del mineral con distintos tamaños de partícula.

Los ensayos de lixiviación con tiosulfato de sodio, se realizaron con la adición de amoníaco acuoso al 20 % para regular el pH, y sulfato cúprico con la intención de mejorar la velocidad de recuperación de oro. En tales ensayos, se variaron diferentes parámetros como el tiempo, porcentaje de sólidos, pH, tamaño de partícula, concentración de tiosulfato de sodio y concentración de iones cúprico presentes en la disolución.

Con la intención de comparar el proceso de lixiviación con tiosulfato de sodio con el proceso estándar de cianuración, se ejecutó la lixiviación con cianuro de sodio a escala laboratorio a 15 y 33 % de sólidos y una concentración de cianuro de sodio de 1 g/L. Los ensayos de cianuración se realizaron con las mismas muestras de mineral utilizadas en los experimentos de lixiviación con tiosulfato de sodio. El pH del lixiviado se mantuvo en 10,5 con la ayuda de cal.

Los lixiviados obtenidos en los experimentos de lixiviación con tiosulfato de sodio, fueron sometidos a diferentes tratamientos para recuperar el oro disuelto contenido en dichos lixiviados. Las técnicas utilizadas fueron: adsorción con carbón activado, cementación con polvo de cobre, adsorción con carbón activado

impregnado con cobre, flotación iónica y electrólisis. Los ensayos de adsorción de oro en carbón activado, se realizaron con la presencia de carbón granular para facilitar la remoción del mismo una vez finalizadas las pruebas. En los experimentos realizados se modificaron tanto el tiempo como la concentración de carbón activado en solución con el fin de evaluar la influencia de dichos parámetros en la recuperación de oro.

En cuanto a los ensayos de adsorción de oro con carbón activado impregnado con cobre, se procedió primero a elaborar el carbón activado impregnado con cobre metálico en su superficie. Para tal efecto los ensayos de impregnación se realizaron en una celda electrolítica en donde se varió el voltaje y el tiempo de impregnación. En los ensayos de adsorción se modificaron parámetros como el tiempo, el pH, el porcentaje de cobre metálico impregnado en el carbón activado y la concentración de cobre metálico en disolución.

Se realizaron además ensayos de cementación con polvo de cobre en donde se varió el tiempo y la concentración de cobre metálico en solución. Dichos ensayos se efectuaron en recipientes cerrados con la ausencia de aire para evitar la pasivación del cobre metálico durante el desarrollo de los experimentos.

Posteriormente se realizaron ensayos de flotación iónica en los cuales se utilizaron como colector el cloruro de trioctil metil amonio (Aliquat) y como espumante el reactivo Flomin F-121. En tales ensayos, se utilizaron concentraciones de los reactivos de flotación de 0,1 % en el lixiviado.

Por último, se realizaron ensayos de electrólisis tanto a los lixiviados de tiosulfato de sodio como a los concentrados de flotación iónica. En los experimentos desarrollados, se varió la duración del ensayo y el voltaje aplicado. Además, se efectuaron ensayos con la adición de sulfito de sodio con la finalidad de estabilizar el ion tiosulfato.

Con los mejores resultados de cada uno de los experimentos de recuperación de oro, se definió el diagrama de flujo del proceso. Posteriormente se realizó el

balance de masa de la planta con el cual se efectuó el dimensionamiento de cada uno de los equipos involucrados en el proceso de recuperación de oro. En la Figura 2.1 se muestra el diagrama de flujo de los ensayos realizados durante el desarrollo del proyecto de titulación.

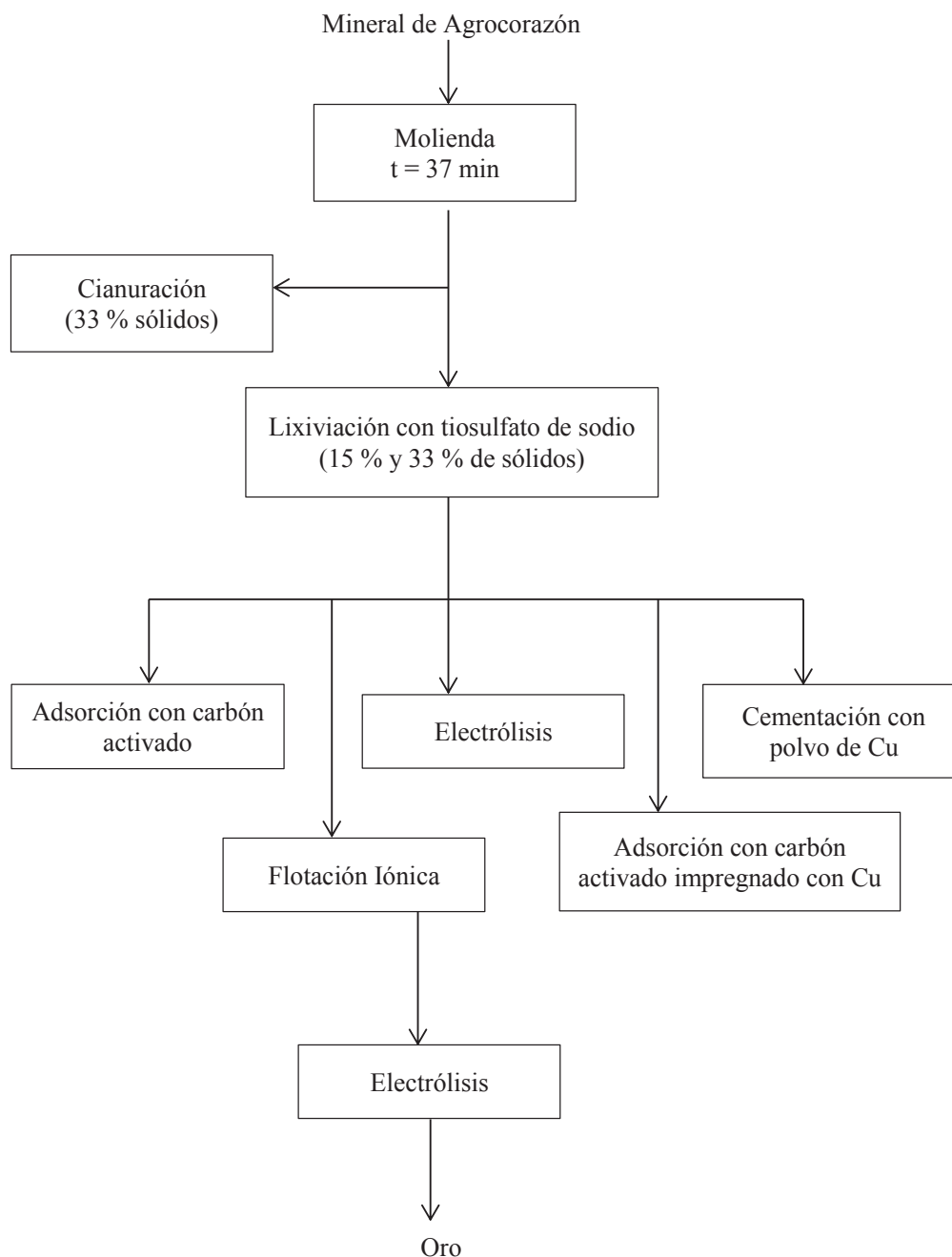


Figura 2.1. Esquema de ensayos realizados para recuperación de oro con tiosulfato de sodio como agente lixivante

2.1. EVALUACIÓN DEL PROCESO DE LIXIVIACIÓN PARA RECUPERACIÓN DE ORO CON TIOSULFATO DE SODIO COMO AGENTE LIXIVIANTE

2.1.1. REDUCCIÓN DE TAMAÑO DEL MINERAL SULFURADO AURÍFERO

Para realizar los ensayos, el mineral de Agroindustrial el “Corazón” fue triturado hasta un tamaño de partícula inferior a 2 mm. Para tal efecto se empleó un molino de rodillos de 3 HP de potencia con abertura de alimentación ajustable. Al momento de ingresar al molino de rodillos, el mineral poseía un tamaño de partícula superior a 0,5 cm. Por lo tanto, con el fin de asegurar de que todo el mineral procesado tuviera un d_{100} de 2 mm, se utilizó un circuito cerrado de molienda y clasificación con la ayuda de un tamiz vibratorio. Dicho tamiz con motor Lenoy Samar tipo LS8011 de 0,25 kW; utilizó una malla de 2 mm para cerciorarse de que todo el mineral con un tamaño de partícula mayor a 2 mm fuera triturado nuevamente de acuerdo al esquema de la Figura 2.2.

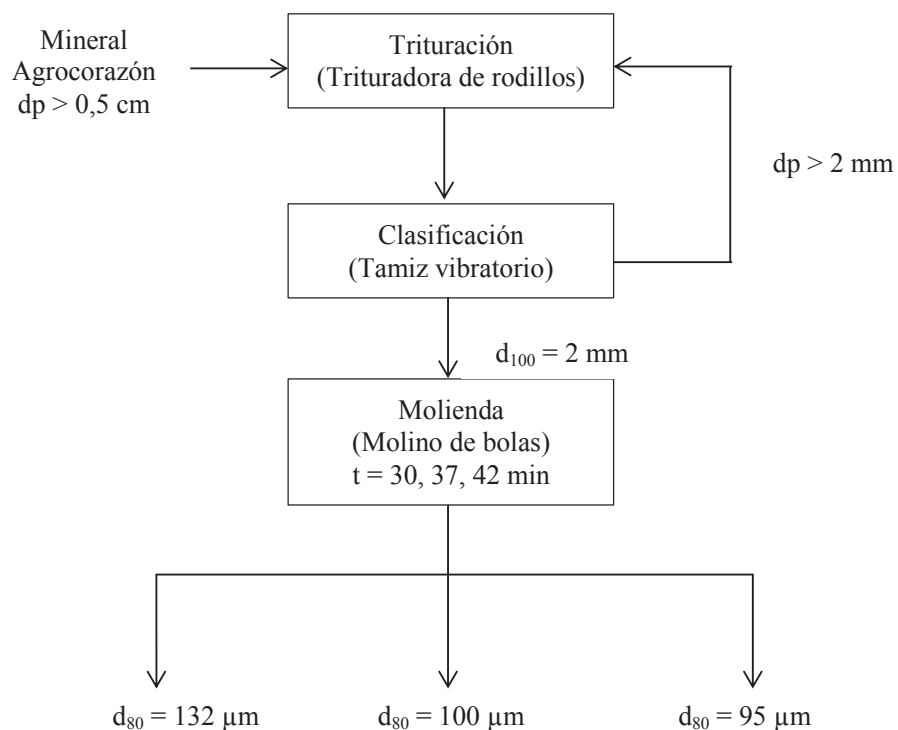


Figura 2.2. Esquema de reducción de tamaño del mineral de Agrocorazón

Los 25 kg de mineral triturados, fueron transportados a una lámina de plástico en donde se efectuó la homogenización del material por el método de fraccionamiento por cuarteo. Al final se recogieron tres muestras de 1 kg cada una las cuales se destinaron al proceso de molienda en húmedo.

La molienda del mineral en el molino de bolas se realizó en húmedo al 62,5 % de sólidos con una carga de bolas de acero en el molino de 12 kg. Las características del molino de bolas utilizado son las siguientes:

- Velocidad de giro: 65 RPM
- Control automático en un lapso de tiempo que va desde: 0 - 30 min
- Longitud del molino de bolas: 29 cm
- Diámetro del molino de bolas: 17 cm
- Longitud de la rodela del molino de bolas: 76 cm
- Diámetro de la rodela del molino de bolas: 6,4 cm

Las tres muestras homogenizadas, fueron molidas durante 30, 37 y 42 min en las condiciones antes mencionadas. Después del proceso de pulverización en húmedo, cada muestra fue secada en la estufa a una temperatura de 130 °C durante 24 h. Una vez secadas las muestras, se homogenizaron con la ayuda del divisor de rifles tipo Jones. Las muestras homogenizadas fueron divididas en porciones de 100 g cada una las cuales fueron destinadas al proceso de lixiviación.

2.1.2. EVALUACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DEL MINERAL SULFURADO AURÍFERO EN LA LIXIVIACIÓN

2.1.2.1. Ensayo de lixiviación con cianuro de sodio

En los ensayos de cianuración se utilizó una muestra del mineral pulverizado a los 37 minutos cuyo tamaño de partícula equivalía a 100 µm. Los equipos utilizados para este ensayo fueron los siguientes:

- Agitador, Junke&Kunkel de GMBH y Co, 100 a 2 000 RPM
- Filtro a presión, Junke&Kunkel de GMBH y Co, 5 L
- Recipiente de 1 L de capacidad
- pH-metro, Milwaukee, 0 a 14

Los ensayos de cianuración se realizaron al 15 y 33 % de sólidos para lo cual se colocaron 500 mL de agua en un recipiente de 1 L de capacidad. Se añadió la cantidad necesaria de cianuro de sodio para obtener una concentración de 1 g/L. El pH de la solución se reguló a un valor cercano a 11,5 mediante la adición de cal.

Una vez regulada la solución lixivante, se introdujo la cantidad requerida de mineral molido a un tamaño de partícula de 100 μm y se inició la agitación de la pulpa a una velocidad de 1 500 RPM. Durante el proceso de lixiviación, se tomaron dos alícuotas de 10 mL cada una a las 0,5, 1,0, 2,0, 4,0, 6,0, 21,0 y 24,0 horas. La primera alícuota extraída a cada intervalo de tiempo fue filtrada mediante el uso de papel filtro y almacenada en pequeños frascos los cuales fueron enviados, para el posterior análisis de oro, al espectrofotómetro Perkin Elmer AA300.

La segunda alícuota extraída fue filtrada de la misma manera que la primera muestra. Dicha alícuota fue titulada con una solución de nitrato de plata de 4,3 g/L de concentración y yoduro de potasio como indicador. De esta forma se determinó la cantidad de cianuro de sodio libre e inmediatamente se calculó y se añadió la cantidad de cianuro de sodio a reponer con el fin de tener en todo momento una concentración de 1 g/L en la solución.

En cada intervalo de tiempo en que se retiraban las muestras de la pulpa, se procedió a medir el valor de pH de la disolución. De esa forma se verificó que dicho valor no disminuya de 10,5. En todo momento se controló el pH de la pulpa mediante la adición de cal. También, el volumen de solución extraído a cada intervalo de tiempo fue repuesto con agua destilada. Cumplidas las 24 horas de lixiviación, se detuvo la agitación de la pulpa y se envió la disolución al filtro

prensa para recuperar la solución fuerte la cual contenía el complejo oro-cianuro. Se operó el filtro prensa a 2 atm de presión y la solución fuerte fue recogida y medida en una probeta de 1 000 mL de capacidad. Posteriormente se añadieron 250 mL más de agua para retirar todo el complejo oro-cianuro remanente en el relave de cianuración. El volumen de agua añadido y posteriormente filtrado, fue recogido y cuantificado en la probeta y se la denominó solución de lavado. Se tomaron alícuotas de 10 mL tanto de la solución fuerte como de la solución de lavado para cuantificar la cantidad de oro presente en dichas fracciones con el uso del espectrofotómetro Perkin Elemer AA300. El relave que quedó en el filtro prensa fue secado en la estufa a una temperatura de 100 °C durante 3 horas. Posteriormente el relave fue pesado y homogenizado. Una parte del relave homogenizado se envió a ensayo al fuego con el fin de determinar el oro que no se disolvió.

2.1.2.2. Análisis de oro por ensayo al fuego

El ensayo al fuego es una técnica utilizada para determinar la cantidad de oro y plata presentes en mineral. Consta de operaciones como la tostación, fusión y copelación. Para la realización de ensayo al fuego se empleó una mufla eléctrica Sepor la cual posee las siguientes características:

- Longitud: 61 cm
- Ancho: 61 cm
- Espesor: 66 cm
- Control de temperatura: 0 – 1 100 °C

Los relaves provenientes de la filtración, fueron homogenizados en el divisor de rifles tipo Jones. Se tomó una muestra representativa de 30 g de cada relave analizado y se mezcló con la carga fundente la cual estaba compuesta por los siguientes reactivos:

- Bórax: 30 g

- Carbonato de Sodio: 40 g
- Litargirio: 50 g
- Carbón: 3 g

La muestra mezclada con la carga fundente, fue colocada en un crisol de arcilla el cual fue introducido posteriormente en la mufla eléctrica a una temperatura de 870 °C durante 2 h. Finalizado ese tiempo, se retiraba el crisol de la mufla y la muestra fundida se colaba en una lingotera con el fin de separar la fase metálica de las escorias. La lingotera junto con el material fundido se dejó enfriar por 15 minutos.

Pasado aquel tiempo, se separó el régulo (fase metálica) de la escoria con la ayuda de un martillo. Inmediatamente se le dio la forma de un pequeño cubo al régulo separado al golpearlo continuamente con el martillo. El régulo deformado se colocó en una copela y fue introducida en la mufla eléctrica a una temperatura de 870 °C por 1,5 h.

Terminado el proceso de copelación, se retiró la copela de la mufla la cual contenía en la parte superior el doré conformado por oro y plata. Se dejó enfriar la copela durante una hora y el doré frío fue pesado en una balanza analítica de 100 g de capacidad y una precisión de $\pm 0,00001$ g.

Con el fin de determinar la cantidad de oro que quedó en el relave se procedió a disolver el doré formado en el proceso de copelación. El doré pesado, fue atacado con una solución caliente de ácido nítrico en una proporción de 1:1 con agua, con el fin de disolver la plata. Ya disuelta la plata, el color del doré paso de plateado brillante a negro. Se retiró la solución de ácido nítrico para disolver el oro remanente. Se preparó agua regia la cual constaba de HNO_3 y HCl en una proporción de 1:3. Se añadió 1 mL de agua regia al doré remanente y se esperó por 15 minutos a que todo el oro se disuelva en agua regia caliente. Disuelto ya el doré, se aforó la solución con agua destilada a 10 mL para ser analizado por absorción atómica en el equipo de espectrofotometría Perkin Elemer AAnalyst 300.

2.1.2.3. Ensayo de lixiviación con tiosulfato de sodio

Los ensayos de lixiviación con tiosulfato de sodio como agente lixivante se realizaron siempre con la presencia de amoníaco acuoso y sulfato de cobre pentahidratado los cuales hacían las veces de catalizadores. En estos ensayos se usaron las muestras de mineral trituradas a tamaños de partícula de 132 μm y 100 μm . Al igual que en la cianuración se emplearon los mismos equipos y los siguientes reactivos:

- Amoníaco en solución acuosa al 20% en volumen
- Tiosulfato de sodio, 99 %, Merck
- Sulfato de cobre pentahidratado, técnico, Panreac
- Solución de almidón, 1 %, Casa de los químicos
- Yodo resublimado, grado ACS de pureza, Panreac

El ensayo de lixiviación con la solución amoniacal de tiosulfato iniciaba al colocar en el vaso de precipitación de 1 000 mL de capacidad la cantidad necesaria de tiosulfato de sodio para obtener una concentración de 0,2, 0,4 y 0,7 M según sea el caso. Simultáneamente se añadía la cantidad necesaria de sulfato de cobre pentahidratado con el fin de obtener una concentración de iones cobre de 2, 6 y 10 mM (milimoles/litro) dependiendo del caso. Posteriormente se aforaba hasta un volumen de 500 mL con agua destilada.

Mediante el uso del pH-metro se cuantificaba el valor de pH de la solución y se añadía la cantidad necesaria de amoníaco en solución acuosa al 20 % de concentración, para alcanzar un pH de 11,5. Una vez regulada la solución lixivante, se introdujo la cantidad requerida del mineral triturado para obtener un porcentaje de sólidos en solución ya sea de 15 o de 33 %. Instantáneamente se iniciaba la agitación de la pulpa a una velocidad de 1 500 RPM.

Durante el proceso de lixiviación, se tomaron dos alícuotas de 10 mL cada una a las 0,5, 1,0, 2,0, 4,0, 6,0, 21,0 y 24,0 horas. La primera alícuota extraída a cada intervalo de tiempo fue filtrada mediante el uso de papel filtro y almacenada en

pequeños frascos los cuales fueron enviados, para el posterior análisis de oro, al equipo de espectrofotometría AAnalyst 300.

La segunda alícuota extraída fue filtrada, al igual que la primera, con la ayuda de papel filtro. La muestra ya mencionada fue utilizada para determinar la concentración de tiosulfato de sodio libre mediante la técnica de yodimetría. En los ensayos de yodimetría, se empleó una solución de yodo ya valorada con una solución estándar de tiosulfato de sodio 0,1 N.

La alícuota extraída se colocaba en una bureta de 25 mL y a continuación se titulaban 10 mL de la solución de yodo valorada previamente. La coloración de la solución de yodo pasaba de negro a un tenue amarillo y, en ese instante se añadían tres gotas de la solución de almidón al 1 %. La solución adquiría un tono azul oscuro, momento en el cual se continuaba la titulación hasta que la solución de yodo fuera incolora. Se registraba el volumen de tiosulfato gastado para determinar la cantidad de tiosulfato de sodio a reponer. En el Anexo I se muestra un ejemplo de cálculo para determinar la cantidad de tiosulfato de sodio a reponer.

A cada intervalo de tiempo, se procedió a medir el valor de pH de la disolución para verificar que dicho valor no disminuya de 10,5 o de 12,0 dependiendo del caso. En todo momento se controló el pH de la pulpa mediante la adición de amoníaco acuoso. Además, los 20 mL que se retiraban del recipiente a cada intervalo de tiempo, fueron repuestos con agua destilada.

Al terminar las 24 horas de lixiviación, la pulpa lixiviada se envió al filtro prensa con el fin de recuperar la solución fuerte la cual contenía el complejo oro-tiosulfato. El filtro prensa fue operado a 2 atm de presión. La solución fuerte obtenida del proceso, fue recogida y medida en una probeta de 1 000 mL de capacidad. Para retirar el oro remanente en el relave de filtración, se añadieron 250 mL de agua al filtro prensa. El volumen de agua añadido y posteriormente filtrado, fue recogido y cuantificado en la probeta y se la denominó solución de lavado.

Se tomaron alícuotas de 10 mL tanto de la solución fuerte como de la solución de lavado para cuantificar la cantidad de oro presente en dichas fracciones por absorción atómica. El relave que quedó en el filtro prensa fue secado en la estufa a una temperatura de 100 °C durante 3 horas. Posteriormente el relave fue pesado y homogenizado. Una parte del relave homogenizado se envió a ensayo al fuego de acuerdo a lo descrito en la sección 2.1.2.2.

Cabe resaltar que la concentración de la solución de yodo utilizada para la yodimetría, se ajustaba de acuerdo a la concentración de tiosulfato de sodio a utilizar en el proceso de lixiviación.

2.2. EVALUACIÓN DE LOS PROCESOS DE RECUPERACIÓN DE ORO POR ADSORCIÓN CON CARBÓN ACTIVADO IMPREGNADO CON COBRE, FLOTACIÓN IÓNICA Y ELECTRÓLISIS

2.2.1. ENSAYO DE ADSORCIÓN DE ORO CON CARBÓN ACTIVADO

Con los filtrados obtenidos de los ensayos de lixiviación con tiosulfato de sodio, se realizaron las pruebas de adsorción de oro en carbón activado. En todas las pruebas efectuadas, se utilizó carbón activado con un tamaño de poro menor a 2 nm, de 4,76 - 2,38 mm de tamaño y superficie de 523 m²/g. Además se emplearon los equipos detallados a continuación:

- Agitador, Junke&Kunkel de GMBH y Co, 100 a 2 000 RPM
- Vasos de precipitación de 500 mL de capacidad
- pH-metro, Milwaukee, 0 a 14

Se añadieron 150 mL del lixiviado amoniacal de tiosulfato en un vaso de precipitación de 500 mL. Con la ayuda del pH-metro se cuantificó el valor de pH del lixiviado y con la adición de amoníaco acuoso al 20 % de concentración, se

reguló el pH del lixiviado para que no disminuya de un valor de 10,0. Una vez estabilizado el lixiviado, se agregó la suficiente cantidad de carbón activado para obtener concentraciones de 23,8 y 60,0 g/L. La adsorción del complejo oro-tiosulfato contenido en el lixiviado se realizó bajo agitación a una velocidad de 500 rpm para evitar la excesiva ruptura del carbón activado durante el proceso.

El proceso de adsorción se llevó a cabo durante 2 y 6 horas. Se tomaron muestras de 10 mL del lixiviado al inicio y a diferentes intervalos de tiempo las cuales fueron analizadas mediante absorción atómica para determinar el oro que no fue adsorbido en el carbón activado. Terminada la operación, se separó el carbón activado del lixiviado con la ayuda de un tamiz malla #8 (2,38 mm). De esta forma se aseguró que la solución barren, pobre en el complejo oro-tiosulfato, pase a través del tamiz y pueda ser receptado y cuantificado en una probeta de 500 mL de capacidad.

2.2.2. ENSAYO DE ADSORCIÓN DE ORO EN CARBÓN ACTIVADO IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO

Para esta clase de ensayo se utilizó el carbón activado granular con un tamaño de poro menor a 2 nm, de 4,76 - 2,38 mm de tamaño y 523 m²/g de superficie, el mismo que se empleó en los ensayos de adsorción de oro en carbón activado. En estos ensayos se realizó la impregnación de cobre metálico en el carbón activado antes de efectuar la adsorción de oro contenido en los lixiviados.

En estas pruebas se varió el porcentaje de impregnación de cobre en carbón activado en 4, 12 y 18 %. El tiempo de adsorción fue de 2 y 4 horas, mientras que pH del lixiviado se reguló en 9,6 y 10,0. Con los mejores resultados se modificó también la concentración de cobre metálico presente en el lixiviado en 8 y 16 g/L.

Los experimentos de adsorción de oro en carbón activado impregnado con cobre metálico empezaban al regular el pH del lixiviado al valor requerido mediante la adición de ácido clorhídrico 2 M o amoníaco acuoso al 20% dependiendo si se

quería disminuir o incrementar el pH. Una vez estabilizado el lixiviado se añadía el carbón activado impregnado con cobre en la cantidad necesaria y se iniciaba la agitación a una velocidad de 500 RPM para evitar la ruptura del carbón activado. Durante la adsorción del oro contenido en los lixiviados se tomaron alícuotas a diferentes intervalos de tiempo, las cuales fueron analizadas mediante absorción atómica para determinar la cantidad de oro que no se adsorbía en el carbón activado impregnado con cobre metálico.

- **Impregnación de cobre metálico en carbón activado**

El proceso de impregnación de cobre metálico en carbón activado granular de tamaño 4,76 - 2,38 mm, con un tamaño de poro menor a 2 nm y de 523 m²/g de superficie, se realizó en una celda electrolítica de acrílico de 10 L de capacidad. Se emplearon electrodos de cobre de los cuales uno era el cátodo y los dos restantes los ánodos. La solución electrolítica estaba constituida por sulfato de cobre a una concentración de 200 g/L y ácido sulfúrico a una concentración de 50 g/L. Se utilizaron 8 L de solución electrolítica y 100 g de carbón activado el cual iba atado al cátodo mediante una malla de teflón.

La distancia entre los electrodos fue de 5 cm y durante los ensayos se modificaron condiciones como el voltaje (1,0, 2,5 y 4,0 V) y el tiempo (0,5, 1,0, 2,0 y 3,0 h). Finalizado el tiempo de electrodeposición del cobre metálico sobre el carbón activado, se extraían los electrodos de la celda y se dejaban escurrir durante 10 minutos. Posteriormente se abría un extremo de la malla de teflón para extraer todo el carbón activado impregnado con cobre que se encontraba junto al cátodo. El carbón activado impregnado con cobre metálico fue secado en la estufa a una temperatura de 100 °C durante 2 h.

Finalmente, el carbón activado impregnado con cobre metálico fue pesado en la balanza analítica de 300 g de capacidad y $\pm 0,0001$ g de precisión para determinar el porcentaje de impregnación de cobre metálico por diferencia de pesos al inicio y al final. Cabe resaltar que en cada proceso de electroerosión se

realizaron tres ensayos. En el Anexo II se indica el procedimiento para determinar el área superficial del carbón activado utilizado.

2.2.3. CEMENTACIÓN DE ORO EN POLVO DE COBRE

Al igual que en los ensayos anteriores, se utilizaron los filtrados obtenidos en el proceso de lixiviación con tiosulfato de sodio. En el caso de los experimentos de cementación se usó un recipiente cerrado para evitar el ingreso de oxígeno el cual disminuye la velocidad de precipitación del oro sobre el polvo de cobre. Además se empleó polvo de cobre metálico cuyo tamaño de partícula fue de 38 μm .

Los ensayos de cementación se ejecutaron con agitación a una velocidad de 1 500 RPM. El tiempo que duraron los experimentos fue de 2 h y cada media hora se extrajeron 10 mL de lixiviado los cuales fueron almacenados y posteriormente enviados a absorción atómica para determinar la cantidad de oro que no precipitó sobre el polvo de cobre. En los experimentos de cementación se varió la concentración de cobre metálico presente en el lixiviado de 8 a 16 g/L. El pH del lixiviado se mantuvo en un valor de 10,0 en todo momento, y se reguló mediante la adición de amoníaco acuoso al 20 % de concentración. Terminado el tiempo de cementación, se esperó 5 minutos a que el cobre metálico decantara. La solución fue extraída y el cobre metálico fue retirado del fondo del recipiente cerrado.

2.2.4. ENSAYO DE FLOTACIÓN IÓNICA

Los ensayos de flotación iónica generalmente se realizan para el tratamiento de aguas residuales con el fin de extraer metales pesados. En este caso se realizaron experimentos de flotación iónica sobre los filtrados obtenidos en el proceso de lixiviación con tiosulfato de sodio. Los reactivos de flotación iónica utilizados para la extracción de oro fueron los siguientes:

- Aliquat, 100 %, Merck

- Flomin F-121, 1 %, Merck

Se utilizó además una celda Denver de 1 L de capacidad con inyección de aire y agitación que va desde 0 a 2 800 RPM. Para el inicio del proceso, se añadieron 1000 mL de lixiviado a la celda de flotación. Inmediatamente se añadieron tanto el colector Aliquat al 100 % y el espumante Flomin F-121 al 1 % de concentración, ambos a una concentración del 0,1 % en el lixiviado.

El lixiviado junto con los reactivos de flotación añadidos, fueron sometidos a agitación sin la inyección de aire a una velocidad de 900 RPM. Dicho proceso se conoce como acondicionamiento y se efectuó durante 5 minutos. Finalizado ese tiempo, se inyectó aire a la celda para iniciar el proceso de flotación el cual duró 5 minutos más. Durante la flotación del lixiviado, se recogió el concentrado rebosante en una bandeja el cual fue medido en una probeta de 500 mL de capacidad una vez terminado el proceso de flotación.

Los procesos de acondicionamiento y flotación se realizaron 4 veces durante cada experimento y, al inicio del acondicionamiento se añadieron tanto el colector como el espumante a la concentración de 0,1 % de acuerdo a la cantidad de lixiviado que quedaba en la celda de flotación. De cada concentrado de flotación, que se obtenía cada 10 minutos, y del relave final de flotación, se extrajo una muestra de 10 mL para analizar la cantidad de oro en cada fracción obtenida por absorción atómica.

2.2.5. ENSAYO DE ELECTRÓLISIS

Los experimentos de electro-obtención o electrólisis, se aplicaron tanto a los filtrados con tiosulfato de sodio como a los concentrados de flotación iónica. Para la ejecución de dichos ensayos, se utilizó una celda electrolítica de plástico de 250 mL de capacidad. En la realización de los ensayos de electrólisis se varió el tiempo (1 y 3 h) y el voltaje aplicado (0,35 y 1,50 V). Además se experimentó con la adición de sulfito de sodio el cual estabilizaba el complejo oro-tiosulfato y

evitaba que este precipite como sulfuro de oro. Para iniciar el proceso, se añadieron 200 mL del lixiviado o del concentrado de flotación iónica a la celda electrolítica según sea el caso. La fuente en donde se colocaba la celda se regulaba en el voltaje requerido. Posteriormente, se tomaron muestras de 10 mL a diferentes intervalos de tiempo las cuales fueron analizadas mediante absorción atómica con el fin de determinar la cantidad de oro que no se depositaba en el cátodo de acero inoxidable.

Durante todo el experimento se registraba el valor del voltaje y del amperaje con un multímetro digital DT9205A. Simultáneamente, se registraba el valor de pH a los diferentes intervalos de tiempo.

2.3. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS DE UNA PLANTA DE 100 t/d DEL MINERAL POLISULFURADO PARA RECUPERACIÓN DE ORO

Con base a los mejores resultados obtenidos en las diferentes etapas de la experimentación realizada, se procedió a definir el diagrama de flujo requerido para la recuperación de oro a partir del mineral de Agroindustrial “El Corazón”. Los parámetros utilizados en los ensayos de lixiviación, flotación iónica y electrólisis donde se obtuvieron las recuperaciones más elevadas de oro, fueron utilizados para definir las condiciones que tendrían las diferentes operaciones en el diagrama de flujo definido.

Una vez establecido el diagrama de flujo (PFD) que tendría el proceso, se realizaron los balances de masa y energía. Luego se procedió a dimensionar los equipos requeridos en cada operación unitaria, considerando que la capacidad de procesamiento de la planta sería de 100 t/d. La planta fue dividida en diferentes secciones correspondientes a cada etapa del proceso. En la sección de tratamiento de la materia prima, se ubicaron todas las operaciones correspondientes a la reducción de tamaño del mineral procedente de la mina.

Las trituradoras fueron seleccionadas con base en su capacidad, el tamaño de apertura y el tamaño de salida que tendría el mineral. Con dichos datos se determinaron los tiempos de operación y los tamaños de partícula que tendría el mineral a la salida de las trituradoras primaria y secundaria. Con el tamaño de partícula del mineral en cada etapa se dimensionó el área que tendrían los tamices vibratorios.

El molino de bolas, se seleccionó a partir de la potencia requerida para procesar el material que proviene de la etapa de trituración secundaria. La potencia requerida se calculó considerando el tamaño de partícula al cual se quería reducir el mineral. También se consideraron otros factores importantes como son la velocidad crítica al que giraría el molino y el porcentaje de carga que tendría.

Los tanques de lixiviación, se dimensionaron con base en la capacidad y con un sobredimensionamiento del 30 %. Para esta operación unitaria, se utilizaron los mejores parámetros que permitieron obtener la recuperación más alta en las pruebas de lixiviación a escala laboratorio. Además, se seleccionó el filtro prensa con base en la cantidad de pulpa que tendría que procesar luego de finalizada la lixiviación de la pulpa.

Para dosificar el consumo de agua durante el proceso de recuperación de oro, se recicló el relave de flotación iónica. El relave de flotación, que posee los reactivos de lixiviación, se envía a un tanque de almacenamiento y posteriormente se transfiere la cantidad de solución requerida al proceso de lixiviación. De esta forma se reduce el consumo de agua y reactivos en el siguiente proceso de lixiviación.

En la sección de purificación del producto que constó de las operaciones de flotación iónica y electrólisis, se dimensionó el banco de celdas de flotación con base a la capacidad que debería tener dicho equipo para procesar los lixiviados. Las celdas electrolíticas se dimensionaron por su capacidad. En ambas operaciones se utilizaron los parámetros que permitieron la mayor recuperación de oro en los experimentos a escala laboratorio. La planificación de la producción

se realizó con base en el diagrama de Gantt de la planta. Por último, con base a las dimensiones de los equipos se determinaron las dimensiones que debería tener la planta en un diagrama lay out. De esta forma se dimensionó la planta para recuperación de oro a partir del mineral Agroindustrial “El Corazón”, con soluciones amoniacales de tiosulfato de sodio en presencia de iones cúprico.

2.4. EVALUACIÓN DE LA PRE-FACTIBILIDAD ECONÓMICA DE LA IMPLEMENTACIÓN INDUSTRIAL DEL PROCESO DE LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO DE SODIO PARA RECUPERACIÓN DE ORO

En el estudio de pre-factibilidad económica se calcularon indicadores financieros como son: valor actual neto (VAN), tasa interna de retorno (TIR), relación beneficio costo (B/C) y el período de recuperación de la inversión (PR). Con dichos indicadores financieros se determinó la rentabilidad del proyecto para un tiempo de vida útil de 10 años.

Para el cálculo de los indicadores financieros ya mencionados, se empezó por determinar la inversión requerida para la constitución de la planta y la puesta en marcha del proceso. En lo concerniente al cálculo de la inversión se consideró el costo de la maquinaria, el costo de las instalaciones, el costo de los reactivos para la puesta en marcha de la planta, el costo del terreno donde se establecerá la planta y los activos diferidos. En cuanto a los activos diferidos, se especificó todo lo requerido para la constitución legal y organizacional del proyecto de extracción de oro.

Posteriormente se determinaron los costos variables de producción los cuales estaban constituidos por los insumos requeridos en el procesamiento del mineral y por los servicios industriales requeridos en la planta. En cuanto a los insumos, se calculó el costo de todos los reactivos necesarios en cada una de las etapas del proceso, mientras que en el caso de los servicios industriales se determinó la

cantidad de energía requerida por cada uno de los equipos en cada etapa del proceso al igual que la cantidad de agua que se debe suministrar para el procesamiento del mineral.

Los costos fijos se calcularon tomando en cuenta los salarios de cada uno de los trabajadores que tendría la planta. El cálculo de la cantidad de trabajadores requeridos por la planta se realizó con la ayuda de un diagrama de Gantt. Además de los salarios de los trabajadores, se consideraron los costos de mantenimiento de cada uno de los equipos así como los gastos administrativos que tendría el proyecto. Para el cálculo de la depreciación se utilizó el método de depreciación lineal considerando que el tiempo de vida útil de los equipos es de 10 años mientras que el de las instalaciones es de 20 años.

Los ingresos que tendría la planta se calcularon considerando la venta del único producto que tendría la planta que viene a ser el oro. Con todos los ingresos y egresos ya calculados, se procedió a elaborar el flujo de fondos de la planta. El capital de trabajo se calculó considerando el 12,35 % de los gastos desembolsables para el primer año de producción, mientras que el valor de desecho que tendría la planta al momento del cierre del proyecto, se calculó mediante el método contable (Sapag, 2011, p. 230).

Para el cálculo de los indicadores financieros se utilizó una tasa de oportunidad constituida por la tasa pasiva referencial del Banco Central del Ecuador (5,25 %) y una prima de riesgo del 10,00 % (Banco del Pacífico, 2015, p. 1). El cálculo del VAN se lo realiza de la siguiente manera:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{FF_t}{(1+i)^t} - I_0 \quad [2.1]$$

Donde:

FF_t : flujo de fondos al tiempo t

I_0 : inversión al inicio del proyecto

i : tasa de oportunidad

n : número de períodos considerado

La tasa interna de retorno se obtiene al igualar la ecuación 2.1 a cero, es decir, la tasa interna de retorno es la tasa efectiva obtenida con el VAN del proyecto es igual a cero. La relación beneficio-costos se obtiene al dividir el VAN de los ingresos para el de los egresos como se indica en la ecuación 2.2:

$$B/C = \frac{VAN_{\text{ingresos}}}{VAN_{\text{egresos}}} \quad [2.2]$$

Finalmente, el período de recuperación de la inversión se obtiene al igualar la sumatoria de los flujos de fondo de cada período considerado en el proyecto con la inversión inicial (Infante, 1988, p. 147).

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Para determinar la alternativa tecnológica para la recuperación de oro a partir del mineral de Agroindustrial “El Corazón” con tiosulfato de sodio como agente lixivante, se ejecutaron varias pruebas con el fin de establecer las mejores condiciones en los experimentos de lixiviación y de recuperación de oro.

3.1. CARACTERIZACIÓN DEL MINERAL SULFURADO

Tanto la composición química como mineralógica del mineral a emplear para la recuperación de oro con tiosulfato de sodio, son aspectos fundamentales que permiten conocer las ventajas o dificultades que se tendrían en el proceso de recuperación de oro.

3.1.1. COMPOSICIÓN QUÍMICA

En la Tabla 3.1 se indica la concentración de los principales elementos que contiene el mineral de Agroindustrial “El Corazón” (Serrano, 2012, p. 55).

Tabla 3.1. Concentración de elementos presentes en el mineral de Agroindustrial “El Corazón”

Elemento	Concentración
Au (g/t)	10,93
Ag (g/t)	25,98
Mg (g/t)	55,00
Co (g/t)	115,00
Fe (%)	0,89
Na (%)	2,58
K (%)	0,95
Cu (%)	0,05

(Serrano, 2012, p. 55)

Es importante notar que el mineral posee un alto contenido de oro y plata lo que lo convierte en un mineral apto para la extracción de metales preciosos. Además, se debe tener en cuenta que la concentración de hierro y cobre no es muy elevada por lo que la descomposición del ion tiosulfato en politionatos debido a las reacciones con dichos metales no parece ser un problema tangible en primera instancia.

3.1.2. COMPOSICIÓN MINERALÓGICA

Se puede agrupar a los compuestos que conforman el mineral sulfurado en tres grandes grupos: silicatos, compuestos arcillosos y sulfuros. De acuerdo a la Tabla 3.2 el mineral de Agroindustrial “El Corazón” posee en su mayoría silicatos como el cuarzo (Serrano, 2012, p. 57)

Tabla 3.2. Concentración de compuestos presentes en el mineral de Agroindustrial “El Corazón”

Grupo	Compuesto	Fórmula	Contenido (%)
Silicatos	Cuarzo	SiO ₂	75
Minerales de comportamiento arcilloso	Caolinita	Al ₂ (Si ₂ O ₅)(OH) ₄	12
	Poligoskita	(Mg,Al) ₅ (Si,Al) ₈ O ₂₀ (OH) ₂ ·8H ₂ O	5
	Muscovita	KAl ₂ (AlSi ₃ O ₁₀)(OH) ₈	5
	Clinocloro	(Mg,Fe) ₅ Al(Si,Al) ₄ O ₁₀ (OH) ₈	2
Sulfuros	Pirita	FeS ₂	1

(Serrano, 2012, p. 57)

La pirita se encuentra en una concentración del 1 % dentro del mineral aurífero sulfurado. Cabe resaltar que, al tener una baja concentración de sulfuros en el mineral, la lixiviación con soluciones amoniacales de tiosulfato de sodio se convierte en una técnica más plausible. Como la cantidad de sulfuro en el mineral es muy baja, la descomposición del ion tiosulfato durante la lixiviación no sería un problema grave a tener en cuenta. Es así que, de acuerdo a los resultados mostrados en las Tablas 3.1 y 3.2, se puede afirmar que el mineral sulfurado presenta buenas condiciones para aplicar la lixiviación con tiosulfato de sodio.

3.1.3. TAMAÑO DE PARTÍCULA EN FUNCIÓN DEL TIEMPO

El tamaño de partícula del mineral se determinó a diferentes tiempos de molienda en el molino de bolas. Los resultados de d_{80} en función del tiempo se muestran en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Tamaño de partícula en función del tiempo

Tiempo (min)	d_{80} (μm)
0	1 130,0
10	395,4
20	245,4
27	148,3
30	114,5
37	100,0
42	95,0

3.1.4. CURVA DE MOLIENDA

Junto con los datos de d_{80} en función del tiempo obtenidos al moler el mineral en el molino de bolas, se construyó la curva de molienda del mineral de Agroindustrial “El Corazón” como se muestra en la Figura 3.1. Según lo expuesto por Serrano (2012), el comportamiento del mineral es de carácter exponencial a medida que aumenta al tiempo de molienda en el molino de bolas (p. 58). No obstante, la ecuación de la curva de molienda, sugerida por Serrano, no se ajusta a intervalos de tiempo superiores a 20 minutos.

Tal situación se comprobó al moler el mineral a intervalos de tiempo de 37 y 42 minutos. A dichos tiempos, la ecuación de la curva de molienda sugería que el tamaño de partícula del mineral sería de 74 y 53 μm respectivamente. Sin embargo, al realizar el análisis granulométrico de las muestras molidas a los 37 y 42 minutos, el tamaño de partícula obtenido fue de 100 y 95 μm respectivamente. Por lo tanto, se puede afirmar que el tamaño de partícula del mineral de

Agroindustrial “El Corazón” muestra un comportamiento exponencial decreciente hasta un período de 30 minutos en el molino de bolas.

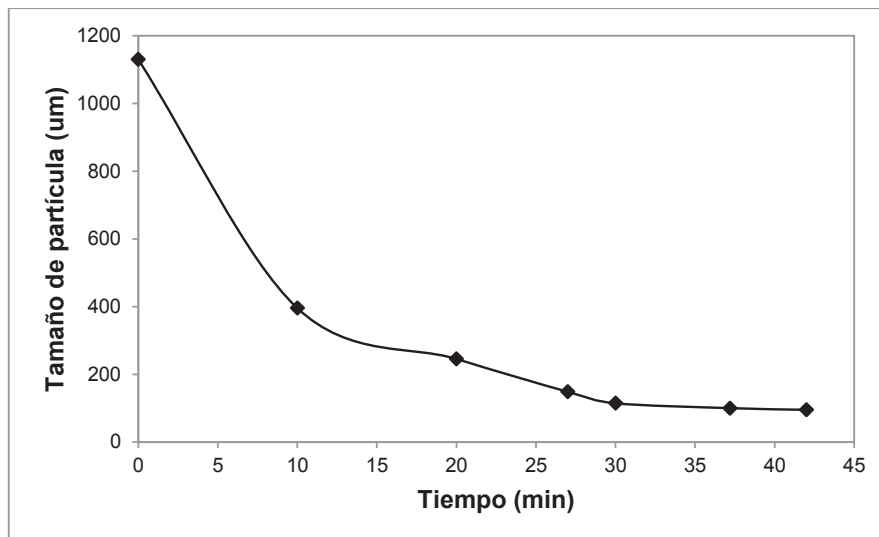


Figura 3.1 Curva de molienda del mineral aurífero en el molino de bolas

Pasado ese intervalo de tiempo la curva adquiere un comportamiento asintótico ya que, como se puede observar en la Figura 3.1, la curva de molienda es casi paralela al eje de las abscisas. En el Anexo III se muestran los análisis granulométricos.

3.2. EVALUACIÓN DEL PROCESO DE LIXIVIACIÓN

3.2.1. ENSAYOS DE LIXIVIACIÓN CON SOLUCIONES AMONIACALES DE TIOSULFATO DE SODIO CON LA PRESENCIA DE IONES CÚPRICO

Para la realización de estos ensayos se utilizaron en todo momento el tiosulfato de sodio como agente lixivante, el amoníaco como catalizador y regulador del pH de la solución, y los iones cobre en forma de sulfato cúprico como catalizador del proceso de lixiviación. En los experimentos se modificaron variables como: tiempo, concentración de tiosulfato de sodio, tamaño de partícula, concentración de iones cobre, pH y porcentaje de sólidos.

3.2.1.1. Efecto del tiempo en la recuperación de oro

Para determinar la influencia del tiempo en la lixiviación del mineral sulfurado aurífero, se realizó un ensayo de lixiviación con una duración de 72 horas. Como se puede observar en la Figura 3.2, la mayor recuperación de oro en el lixiviado se obtiene a las 24 horas de iniciado el proceso. Después del primer día de lixiviación, la recuperación de oro en el lixiviado empieza a disminuir progresivamente con el tiempo.

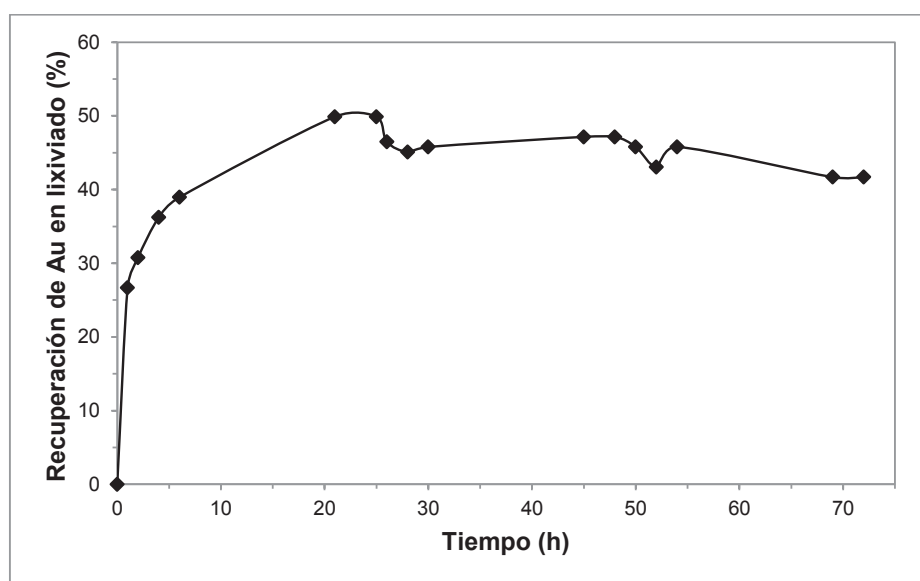


Figura 3.2. Influencia del tiempo en la lixiviación de oro con tiosulfato de sodio (15 % de sólidos; pH = 10,5; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,2 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$)

La curva de recuperación de oro respecto al tiempo indica que solo se requiere de 24 horas para recuperar la mayor cantidad de oro posible bajo las condiciones mostradas en la Figura 3.2. La posterior pérdida de oro en el lixiviado a medida que avanza el tiempo de lixiviación se debe a la precipitación del oro en solución. El complejo oro-tiosulfato puede precipitar en forma de sulfuro debido a las posibles reacciones entre el tiosulfato y el oxígeno disuelto. El ion tiosulfato al ser un complejo muy inestable, se transforma en varios politionatos lo que lleva a la disminución del ion tiosulfato disponible para la recuperación de oro (Senanayake, 2004, p. 57). Otro aspecto a tener en cuenta, es la pasivación de la superficie metálica del oro. La presencia de sulfuros puede favorecer a la pasivación de la

superficie del oro contenido en el mineral. Al prolongarse el tiempo de lixiviación, se puede dar el caso de que los sulfuros u óxidos formados precipiten sobre la superficie del oro impidiendo su posterior disolución. Tal fenómeno explicaría la razón por la que la recuperación de oro en el lixiviado no aumentó (Aylmore y Muir, p. 138; Haddad et al., 2003, p. 4).

3.2.1.2. Efecto del pH en la recuperación de oro

El pH, en la lixiviación con tiosulfato de sodio, es un parámetro de gran relevancia en la cinética de la recuperación de oro. Como se muestra en la Figura 3.3 la mayor recuperación de oro en el lixiviado se obtiene a un pH de 10,5.

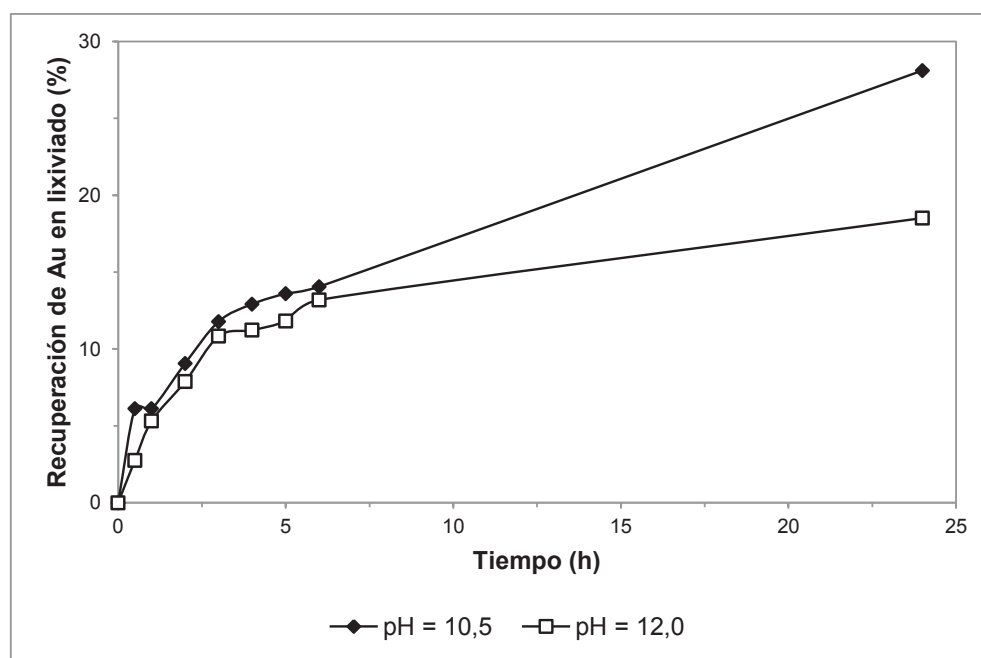


Figura 3.3. Influencia del pH en la lixiviación de oro con tiosulfato de sodio ([NH₃] = 0,2M a pH = 10,5; [NH₃] = 0,8 M a pH = 12,0; 33 % de sólidos; [Na₂S₂O₃] = 0,2 M; [Cu²⁺] = 2 mM; d₈₀ = 100 μm)

El pH en la lixiviación con tiosulfato de sodio se regula con la adición de amoníaco acuoso al 20 % de concentración en volumen. Al incrementar la cantidad de amoníaco acuoso, indirectamente se está aumentando el valor de pH de la solución. A valores altos de pH (superiores a 9,0) se logra la estabilización de los

iones cúprico al formar el complejo cuprotetramina. De esa forma se logra mejorar la cinética de recuperación del oro. No obstante, en la Figura 3.3 se observa que al valor más alto de pH (12,0); la recuperación de oro es menor con respecto a la recuperación con un pH de 10,5 (Aylmore y Muir, 2000, p. 137).

La razón de la baja recuperación obtenida a un pH de 12,0 se debe a que solo a valores de pH comprendidos entre 9,6 y 11,0; se forma la especie cuprotetramina que es la responsable de catalizar la disolución del oro. A valores de pH superiores a 11,0; la concentración de cuprotetramina es menor que a valores de pH inferiores a dicho valor. Además, se forman otras especies como $\text{Cu}(\text{NH}_3)_3(\text{OH})$ las cuales no inciden de manera directa en la recuperación de oro. Por lo tanto, es de vital importancia mantener el pH de la solución entre 9,6 y 11,0 para mantener estable el complejo cuprotetramina y de esa forma conseguir una elevada recuperación de oro en el lixiviado (Senanayake, 2004, p. 67).

3.2.1.3. Efecto de la concentración de cobre en la recuperación de oro

La concentración de iones cúprico permite catalizar el proceso de lixiviación de oro con tiosulfato de sodio al formar junto con el amoníaco disuelto el complejo cuprotetramina. En la Figura 3.4 se puede observar que el aumento de los iones cúprico en solución disminuye la recuperación de oro. La razón por la que el aumento de iones cúprico en solución disminuye la recuperación de oro en el lixiviado, se debe a la continua oxidación del ion tiosulfato provocada por el cobre disuelto. Al entrar en contacto el ion tiosulfato con los iones cúprico, se dan reacciones rédox que favorecen la reducción de los iones cúprico a iones cuproso y la conversión del ion tiosulfato a diferentes politionatos (Haddad et al., 2003, p. 4; Senanayake, 2004, p. 57).

Los politionatos formados no intervienen en la disolución del oro lo que va en detrimento de la recuperación del mismo. No obstante, se puede observar también que al utilizar una concentración de iones cúprico de 10 mM se obtiene una mayor recuperación de oro con respecto al ensayo realizado con una

concentración de iones cúprico de 6 mM a partir de la décima hora. La situación antes mencionada se explica con el gasto de amoníaco acuoso en cada ensayo (Senanayake y Zhang, 2012, p. 25).

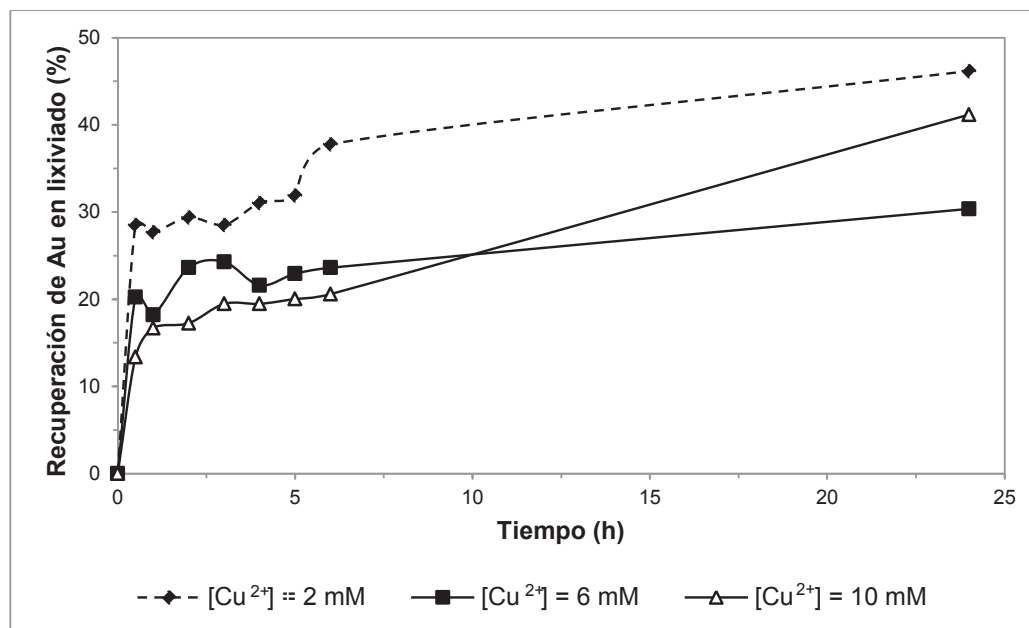


Figura 3.4. Influencia de la concentración de iones cúprico en la lixiviación de oro con tiosulfato de sodio (15 % de sólidos; pH = 10,5; [Na₂S₂O₃] = 0,2 M; [NH₃] = 0,1 M; d₈₀ = 100 μm)

El amoníaco acuoso presente en solución permite la estabilización de los iones cúprico al formar la cuprotetramina, si el pH de la solución disminuye y por consiguiente la cantidad de amoníaco acuoso, la concentración de la cuprotetramina disminuye y con esta la recuperación de oro (Aylmore y Muir, 2000, p. 139; Haddad, et al., 2003, p. 4; Senanayake, 2004, p. 57). En el ensayo realizado con 6 mM de iones cúprico se gastaron 4,7 mL de amoníaco acuoso mientras que en el ensayo con 10 mM de iones cúprico se gastaron 8,7 mL de amoníaco acuoso.

Al gastar mayor cantidad de amoníaco acuoso, se logra estabilizar por mayor tiempo la cuprotetramina lo que conduce a una mayor recuperación de oro en el lixiviado. A pesar de una elevada concentración de iones cúprico en solución, se puede mejorar el desenvolvimiento de la lixiviación al aumentar la cantidad de

amoníaco acuoso. No obstante, se debe tener en mente que una excesiva adición de amoníaco acuoso puede resultar perjudicial para la disolución de oro (Senanayake y Zhang, 2012, p. 25).

Por lo tanto, se deben tener dos aspectos en consideración al añadir sales de cobre en la solución lixiviante. La concentración de iones cúprico no debe ser muy elevada para evitar la rápida oxidación del ion tiosulfato. La cantidad de amoníaco acuoso a agregar debe ser tal que no supere un valor de 11,0 pero tampoco debe disminuir de 10,0 para de esta forma estabilizar los iones cúpricos en forma de cuprotetramina y así mantener una adecuada lixiviación.

3.2.1.4. Efecto de la concentración de tiosulfato de sodio en la recuperación de oro

El ion tiosulfato al entrar en contacto con el complejo diamino auroso forma el complejo oro-tiosulfato. La reacción anterior es más rápida que la reacción directa entre el ion tiosulfato y el oro metálico. En la Figura 3.5 se pone de manifiesto que al incrementar la concentración del ion tiosulfato en solución, aumenta la recuperación de oro en solución.

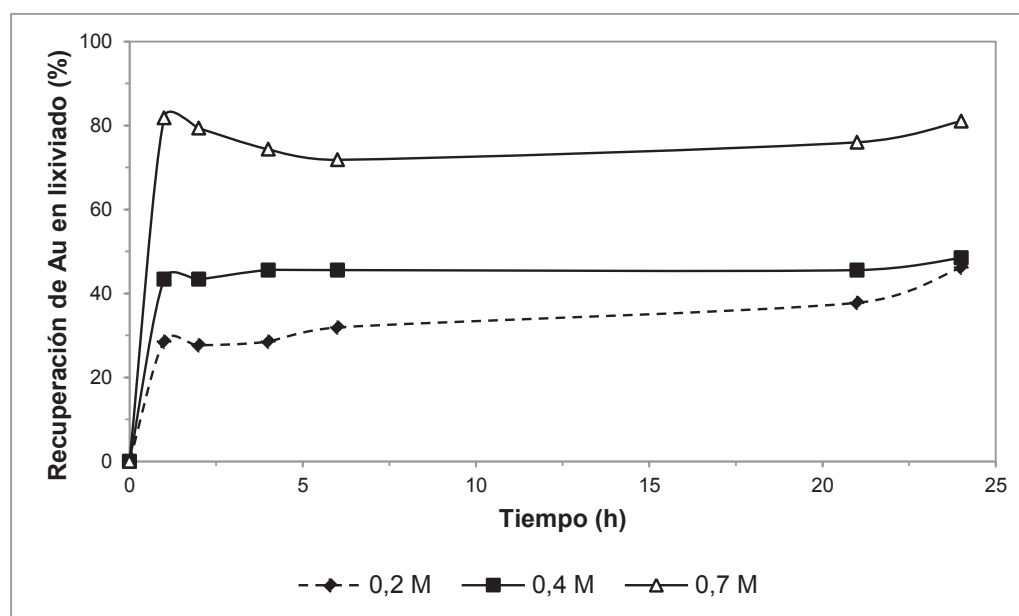


Figura 3.5. Influencia de la concentración de tiosulfato de sodio en la lixiviación de oro (15 % de sólidos; pH = 10,5; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$)

Al elevar la concentración del ion tiosulfato disponible en solución se logra incrementar la recuperación de oro debido a que se favorece la reacción entre el ion tiosulfato y el complejo diamino auroso. Cabe resaltar que en el caso del ensayo realizado con una concentración de tiosulfato de sodio de 0,7 M, se obtuvo el máximo de recuperación a la primera hora de iniciado el proceso. El incremento del agente lixivante es muy beneficioso para la recuperación de oro de acuerdo a lo mostrado en la Figura 3.5. No solo se logra aumentar la recuperación de oro en el lixiviado sino que también se puede disminuir el tiempo de lixiviación (Aylmore y Muir, 2000, p. 139). Es así que, para cada mineral se debe optimizar la cantidad de tiosulfato de sodio a agregar con el fin de obtener dos beneficios muy marcados como son una mejor cinética y una mayor recuperación de oro.

3.2.1.5. Efecto del porcentaje de sólidos en la recuperación de oro

En el caso de la lixiviación del mineral sulfurado con tiosulfato de sodio, se tiene que al incrementar el contenido de sólidos la recuperación de oro en los lixiviados disminuye de acuerdo a lo expuesto en la Figura 3.6.

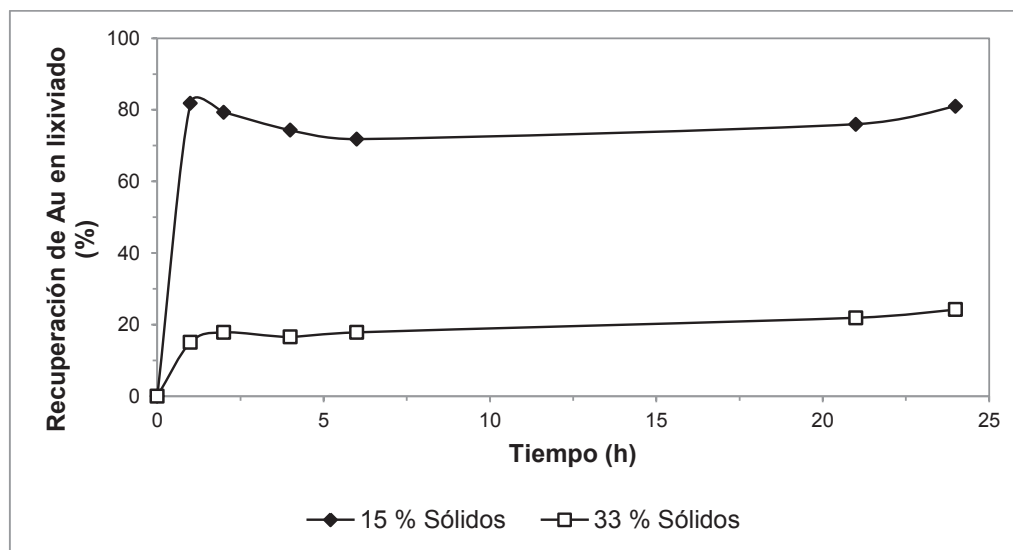


Figura 3.6. Influencia del porcentaje de sólidos en la lixiviación de oro con tiosulfato de sodio (pH = 10,5; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,2 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$)

La concentración de tiosulfato de sodio usada en el ensayo realizado con 15 % de sólidos permite una recuperación superior a 80 %. Sin embargo, al incrementar el contenido de sólidos la recuperación es menor. Tal situación se debe a que la cantidad de tiosulfato de sodio utilizada en el experimento con 15 % no es suficiente para disolver la cantidad de oro presente en el ensayo con 33 % de sólidos. Por lo tanto, se debería incrementar la concentración de tiosulfato de sodio a 1,5 M cuando se realizan ensayos a porcentajes de sólidos entre 30 % y 50 %. De esta forma, se tendría mayor cantidad de tiosulfato disponible para aumentar la recuperación de oro en el lixiviado (Feng y van Deventer, 2007, p. 276; Tsunekawa et al., 2003, p. 346).

3.2.1.6. Efecto del tamaño de partícula en la recuperación de oro

Los ensayos se realizaron utilizando dos tamaños de partícula diferente: 100 y 132 μm . De acuerdo a lo mostrado en la Figura 3.7, se tiene que al disminuir el tamaño de partícula del mineral, existe un incremento en la recuperación de oro en el lixiviado.

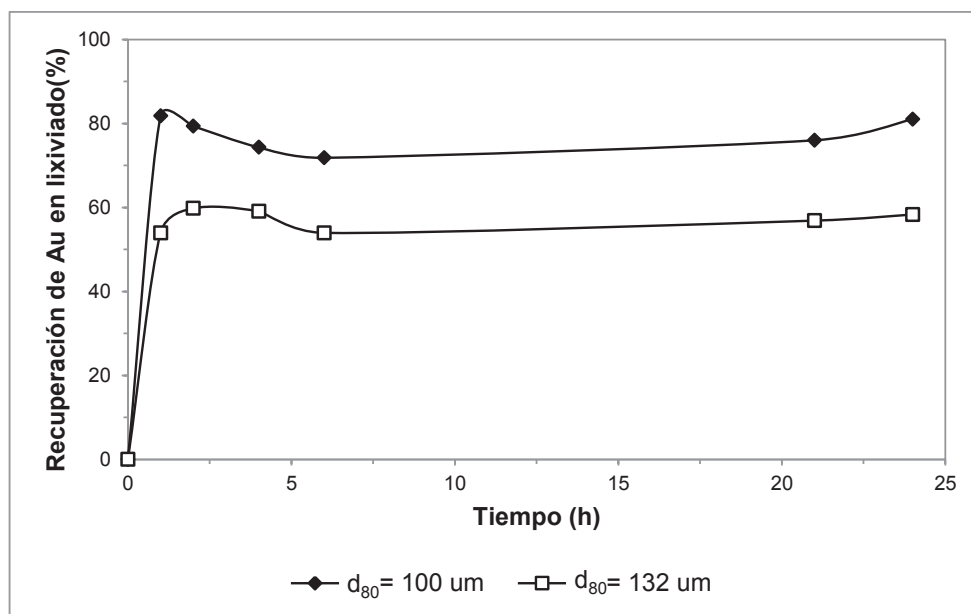


Figura 3.7. Influencia del tamaño de partícula en la lixiviación de oro con tiosulfato de sodio (15 % de sólidos; $\text{pH} = 10,5$; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,2 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$)

Al disminuir el tamaño de partícula del mineral a lixiviar se logra un mayor contacto entre el oro contenido en el mineral y los reactivos de lixiviación. De esta forma se logra que la reacción entre el amoníaco acuoso y el oro metálico se den con mayor facilidad. Cabe resaltar también, que a mayores tamaños de partícula se produce un mayor desgaste de los agitadores debido a la abrasión. Por lo tanto, para el mineral de Agroindustrial “El Corazón”, el mejor tamaño de partícula a utilizar es 100 μm con el fin de conseguir una mayor recuperación de oro en el lixiviado y evitar daños mecánicos en los tanques de agitación.

3.2.1.7. Recuperación de oro a diferentes concentraciones de tiosulfato de sodio

Con el fin de determinar la concentración de tiosulfato de sodio óptima para lixiviar el mineral sulfurado aurífero, se realizaron pruebas variando la concentración del agente lixiviante desde 0,2 M hasta 1,5 M. La duración de los ensayos fue de una hora debido a que el incremento de la cantidad de tiosulfato disminuye el tiempo de lixiviación. Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 3.8.

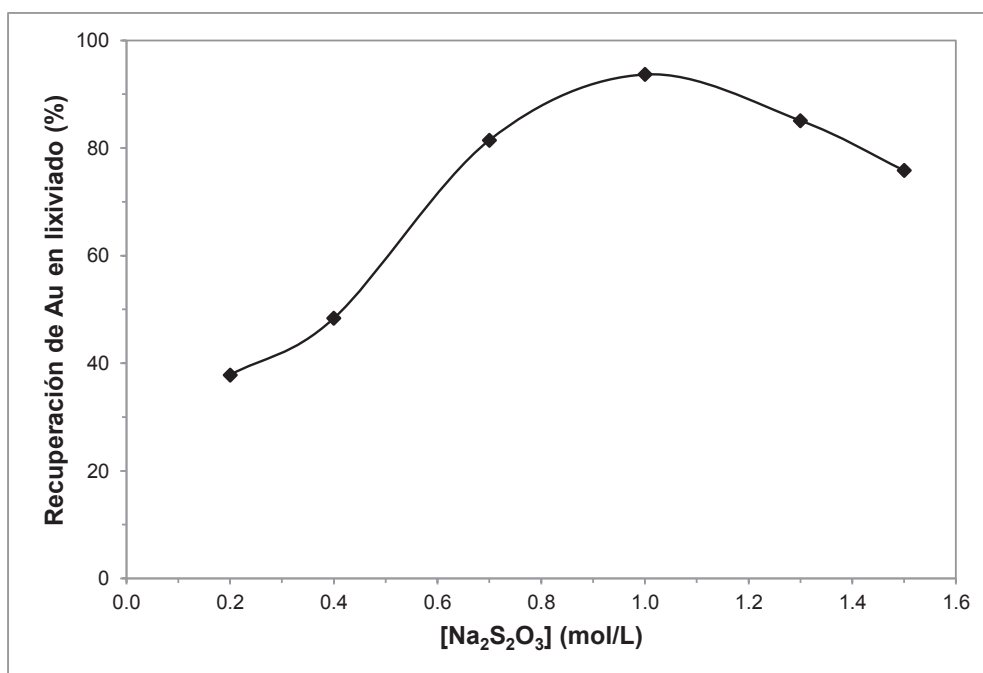


Figura 3.8. Influencia de la concentración de tiosulfato de sodio libre en la recuperación de oro (15% de sólidos; pH = 10,5; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$; 1 hora de lixiviación)

En la Figura 3.8 se advierte que, la máxima recuperación de oro en el lixiviado se logra a una concentración de tiosulfato de sodio de 1 M. A valores superiores de concentración de tiosulfato de sodio la recuperación de oro disminuye.

La razón por la que la recuperación de oro es menor a concentraciones de tiosulfato de sodio superiores a 1 M radica en la química del proceso. Al tener mayor cantidad de tiosulfato de sodio de la requerida para lixiviar la pulpa, el agente lixivante reacciona directamente con el oro metálico (Senanayake, 2004, p. 56).

Debido a la mayor cantidad de ion tiosulfato presente en solución, el amoníaco acuoso presenta mayor dificultad para adsorberse en la superficie del mineral. Consecuentemente la formación del complejo diamino auroso se ve obstaculizada lo cual va en detrimento de la recuperación de oro como se observa en la Figura 3.8 (Aylmore y Muir, 2000, p. 138).

La reacción entre el complejo diamino auroso y el tiosulfato libre posee una menor energía de activación que la reacción directa entre el oro metálico y el ion tiosulfato. Por lo tanto, al tener una mayor concentración de tiosulfato de sodio en solución, la disolución del oro se da más lenta y a un determinado tiempo se obtiene una menor recuperación con respecto a ensayos que emplean una menor concentración del agente lixivante (Aylmore y Muir, 2000, p. 138; Haddad et al., 2003, p. 4).

3.2.2. COMPARACIÓN ENTRE LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO DE SODIO Y CIANURACIÓN

Ambos procesos fueron comparados a diferentes densidades de pulpa con el fin de evaluar tanto la recuperación de oro en lixiviado y la cinética de dicha recuperación. Para todos los experimentos se empleó un tamaño de partícula de 100 μm y una misma velocidad de agitación de 1 500 RPM. En primera instancia se desarrollaron ambos procesos de lixiviación a una concentración de sólidos del

15 % como se indica en la Figura 3.9. En el caso de la cianuración se obtuvo una recuperación de oro del 85 % en el lixiviado.

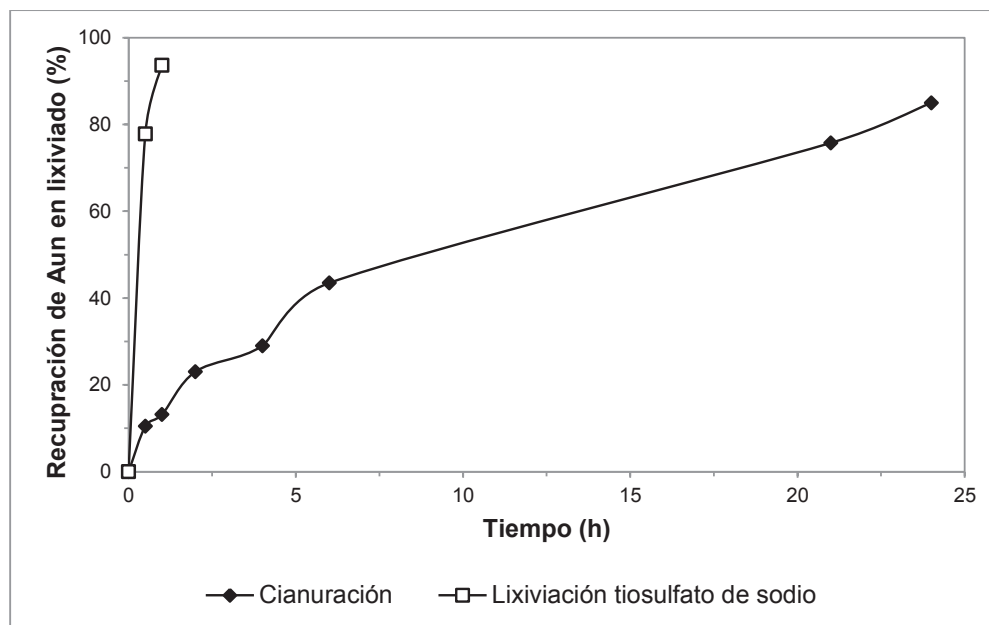


Figura 3.9. Recuperación de oro en cianuración (15 % de sólidos; pH = 10,5; $[\text{CNNa}] = 1 \text{ g/L}$; $d_{80} = 100 \text{ }\mu\text{m}$) y lixiviación con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ (15 % de sólidos; pH = 10,5; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 1 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$; $d_{80} = 100 \text{ }\mu\text{m}$)

En la lixiviación con tiosulfato de sodio se obtuvo una recuperación de 93 % de oro en el lixiviado a tan solo una hora. Es evidente que al aumentar la concentración del ion tiosulfato la velocidad de disolución de oro se incrementa notablemente. No obstante se debe tener en cuenta que una excesiva concentración de ion tiosulfato va en detrimento de la recuperación de oro ya que se minimiza el efecto de la cuprotetramina el cual es el responsable de catalizar la disolución de oro (Aylmore y Muir, 2000, p. 138; Haddad et al., 2003, p. 4; Senanayake, 2004, p. 56).

En la Figura 3.10 se muestran las recuperaciones de oro obtenidas aplicando tanto la lixiviación con tiosulfato de sodio y la cianuración con la salvedad de que en este caso se incrementó la concentración de sólidos a 33 %. En el caso del proceso de lixiviación con tiosulfato de sodio se incrementó tanto la concentración de tiosulfato de sodio (y por consiguiente la concentración del ion tiosulfato) como

la concentración de iones cúprico con el fin de evitar una disminución en la recuperación de oro.

Al tener una densidad de pulpa mayor, la cantidad de ion tiosulfato e iones cúpricos utilizados en ensayos con el 15 % de sólidos ya no es suficiente para disolver el oro contenido en el mineral a lixiviar. Cabe resaltar que al disponer de mayor cantidad de mineral para lixiviar, existe mayor cantidad de elementos oxidantes como cobre y hierro. Estos elementos pueden provocar la reducción del ion tiosulfato formando otros compuestos que no intervienen en la disolución del oro (Tsunekawa et al., 2003, p. 346).

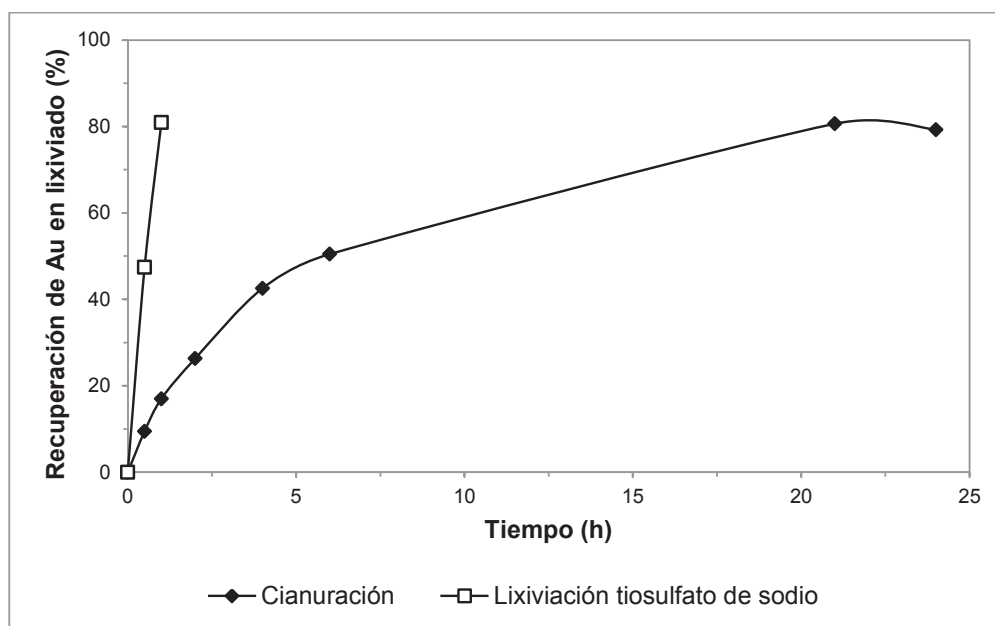


Figura 3.10. Recuperación de oro en cianuración (33 % de sólidos; pH = 10,5; [CNNa] = 1 g/L; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$) y lixiviación con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ (33 % de sólidos; pH = 10,5; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 1,5 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 10 \text{ mM}$; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$)

La recuperación de oro obtenida con el proceso de cianuración fue de 80 % mientras que con la lixiviación con tiosulfato de sodio se consiguió una recuperación de 81 %. En este caso las recuperaciones de oro son similares con la salvedad que la recuperación de oro en la lixiviación con ion tiosulfato se consigue a la primera hora de iniciado el proceso. Por lo tanto al incrementar la cantidad de mineral a lixiviar, se da un descenso en la recuperación de oro debido

a que se debe compensar la mayor cantidad de material a lixiviar con una mayor cantidad de los reactivos de lixiviación para el caso de la disolución de oro con ion tiosulfato. No así para el caso de la cianuración ya que a pesar del aumento de la densidad de pulpa, las recuperaciones obtenidas fueron muy similares. Además la concentración de cianuro de sodio se mantuvo en 1 g/L para ambos ensayos.

En la Figura 3.11 se puede observar la variación de la recuperación de oro con el tiempo a una concentración de sólidos del 40 %. Para este experimento se mantuvieron las mismas concentraciones de tiosulfato de sodio e iones cúpricos utilizadas en el ensayo realizado al 33 % de concentración de sólidos.

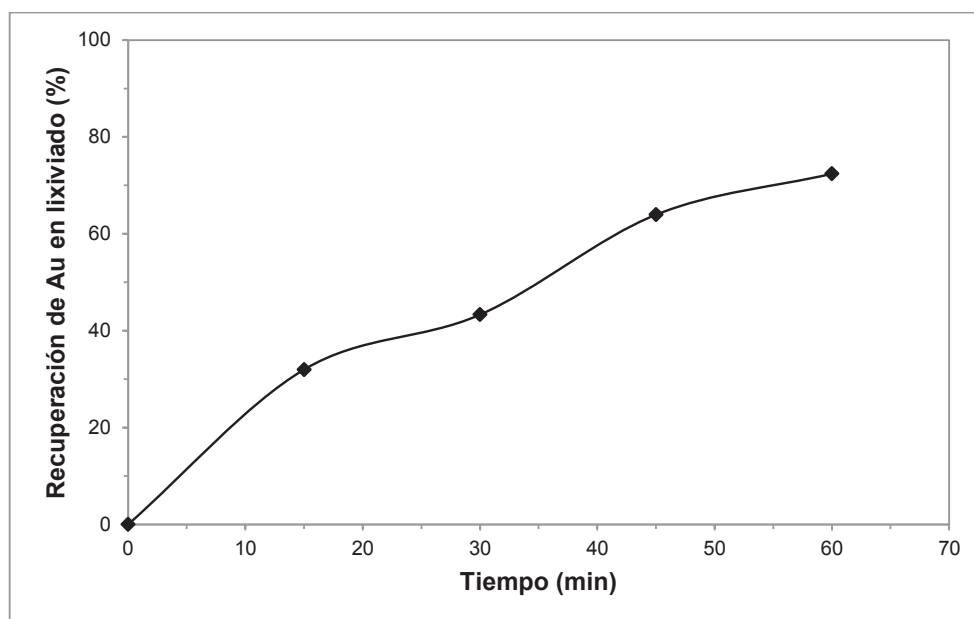


Figura 3.11. Recuperación de oro en lixiviación con tiosulfato de sodio (40 % de sólidos; pH = 10,5; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 1,5 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 10 \text{ mM}$; $d_{80} = 100 \mu\text{m}$)

Se obtuvo una recuperación de oro del 72 % en el lixiviado el cual es menor al valor de recuperación obtenido en el ensayo realizado al 33 % de sólidos. Al aumentar más la cantidad de mineral a lixiviar, se requiere mayor cantidad del ion tiosulfato para disolver el oro.

3.3. EVALUACIÓN DE LOS PROCESOS DE RECUPERACIÓN DE ORO A PARTIR DE LIXIVIADOS

Uno de los principales problemas relacionado con la recuperación de oro mediante el uso de tiosulfato de sodio, radica en la recuperación del oro a partir de los lixiviados obtenidos en la etapa de lixiviación. En este proyecto, se ha experimentado con cinco alternativas tecnológicas con el fin de determinar cuál de ellas permite obtener la mayor recuperación de oro. Como se puede advertir en la Figura 3.12, la técnica de flotación iónica permite obtener la mayor recuperación de oro con respecto a las cuatro técnicas restantes.

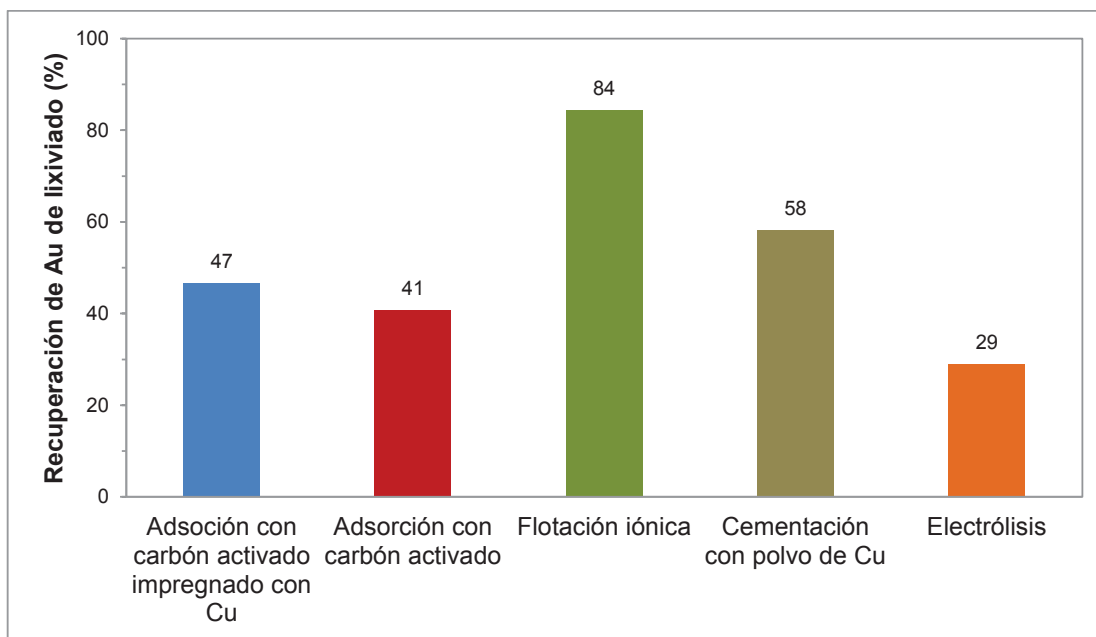


Figura 3.12. Comparación de las técnicas utilizadas para recuperación de oro de los lixiviados con tiosulfato de sodio

En la Figura 3.12 se exponen los mejores resultados obtenidos en los experimentos correspondientes a cada una de las técnicas utilizadas para recuperar oro de los lixiviados amoniacales de tiosulfato con presencia de iones cúpricos. Claramente se puede observar que la técnica de electrólisis fue la que menor porcentaje de recuperación de oro entregó. Entre los procesos de cementación con polvo de cobre y adsorción con carbón activado se obtuvo una

diferencia de 18 % en la recuperación de oro. La presencia de cobre metálico ayuda a la precipitación del oro contenido en los lixiviados debido a la diferencia de potencial electroquímico entre ambos metales, y tal situación se pone de manifiesto en la Figura 3.12.

Por lo tanto, se puede afirmar que la presencia de cobre metálico puro es más beneficiosa que la presencia de cobre en la superficie de carbón activado granular de 4,76 - 2,38 mm de tamaño, de 523 m²/g de área superficial y un tamaño de poro menor a 2 nm. La técnica de recuperación de oro por cementación con polvo de cobre permite una mayor recuperación de oro que la técnica de adsorción con carbón activado impregnado con cobre metálico.

A pesar de la presencia de una capa de cobre en la superficie del carbón activado, no se pudo superar la recuperación de oro con polvo de cobre. Posiblemente, la capa de cobre tapó los poros del carbón activado reduciendo el área superficial del mismo. Al disminuir el área superficial, se redujo la superficie disponible para la precipitación del oro sobre el carbón activado impregnado con cobre. Además se debe considerar que el aurotiosulfato posee un tamaño mayor que los poros del carbón activo y por ende no puede difundirse en su interior.

Otra razón puede ser la heterogeneidad del carbón activado con cobre obtenido. En el proceso de impregnación de cobre sobre carbón activado se obtuvo muestras de carbón con una capa definida de cobre sobre su superficie, mientras que otras muestras no mostraban aparentemente cobre en su superficie. Tal situación sumada a la poca afinidad del tiosulfato al carbón activado, deriva en una baja recuperación de oro.

La técnica de flotación iónica fue la que mayor porcentaje de recuperación entregó debido a que sí existe afinidad entre el tiosulfato y el reactivo colector cloruro de trimetil octil amonio (Aliquat). La principal ventaja de esta técnica está en la poca cantidad de reactivos de flotación a utilizar (concentración al 0,1 % en lixiviados). Además se obtiene un concentrado de flotación acuoso que puede ser sometido a electrólisis para la posterior recuperación de oro.

3.3.1. ADSORCIÓN DE ORO CON CARBÓN ACTIVADO A PARTIR DE LIXIVIADOS

3.3.1.1. Efecto del tiempo en la recuperación de oro

En la Figura 3.13 se pone de manifiesto la recuperación oro en carbón activado con respecto al tiempo. La máxima recuperación alcanzada fue de 29 % en un tiempo de 5 horas y se mantuvo así hasta la sexta hora.

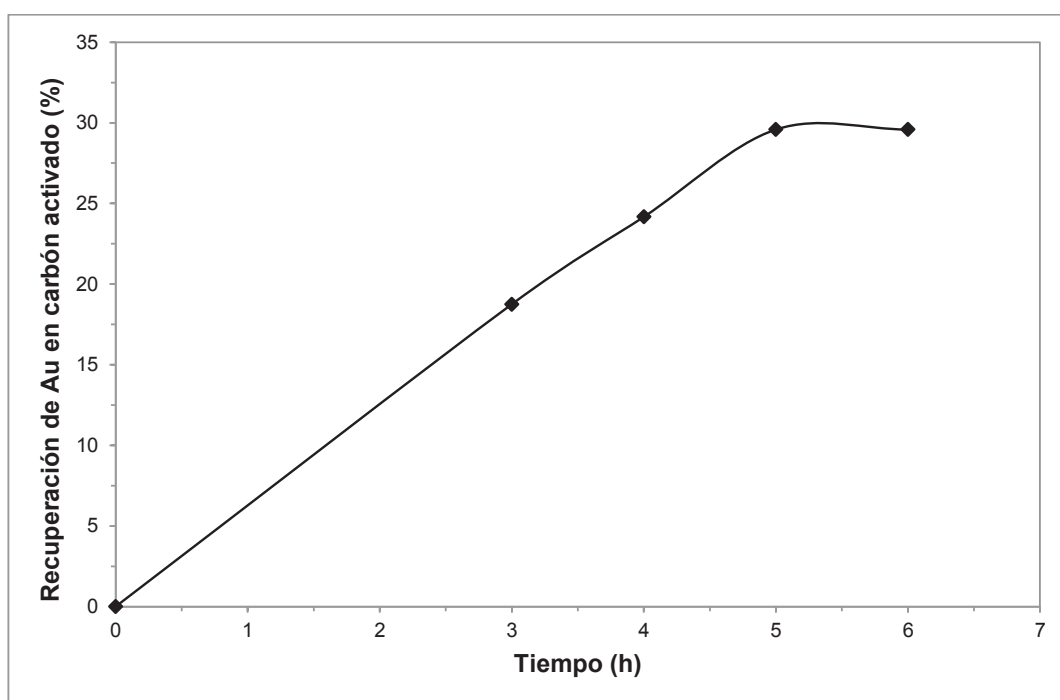


Figura 3.13. Influencia del tiempo en la recuperación de oro con carbón activado (concentración de carbón activado de 60,0 g/L; superficie de 523 m²/g; tamaño 4,76-2,38 mm)

Durante las primeras cinco horas de iniciado el proceso de adsorción, se puede apreciar un aumento lineal en la adsorción del aurotiosulfato sobre la superficie del carbón activado. No obstante se llega al punto máximo de recuperación de oro a la quinta hora. La razón por la cual no se puede incrementar la adsorción de oro en carbón activado radica en el hecho de la poca afinidad que presenta el tiosulfato los grupos funcionales de la superficie del carbón activado (Navarro et al., 2006, p. 229).

Cabe resaltar que en los lixiviados obtenidos se da un equilibrio entre las especies de oro que forman un complejo con el ion tiosulfato y las que forman un complejo con el amoníaco acuoso. Los complejos de oro formados junto al amoníaco acuoso sí son afines al carbón activado y se adsorben sobre su superficie (Vargas et al., 2006, p. 229).

Por lo tanto, es posible que hasta la quinta hora de iniciado el proceso de adsorción, todos los complejos de oro asociados con amoníaco acuoso fueran adsorbidos. Al quedar solo el oro en forma de tiosulfato, que viene a ser la especie dominante debido a la mayor cantidad de esta especie con respecto al amoníaco acuoso, quedaron suspendidos en solución sin ser adsorbidos en la superficie del carbón activado (Navarro et al., 2006, p. 93).

3.3.1.2. Efecto de la concentración de carbón activado en la recuperación de oro

En la Figura 3.14 se muestra la influencia de la concentración de carbón activado sobre la recuperación de oro a partir de lixiviados.

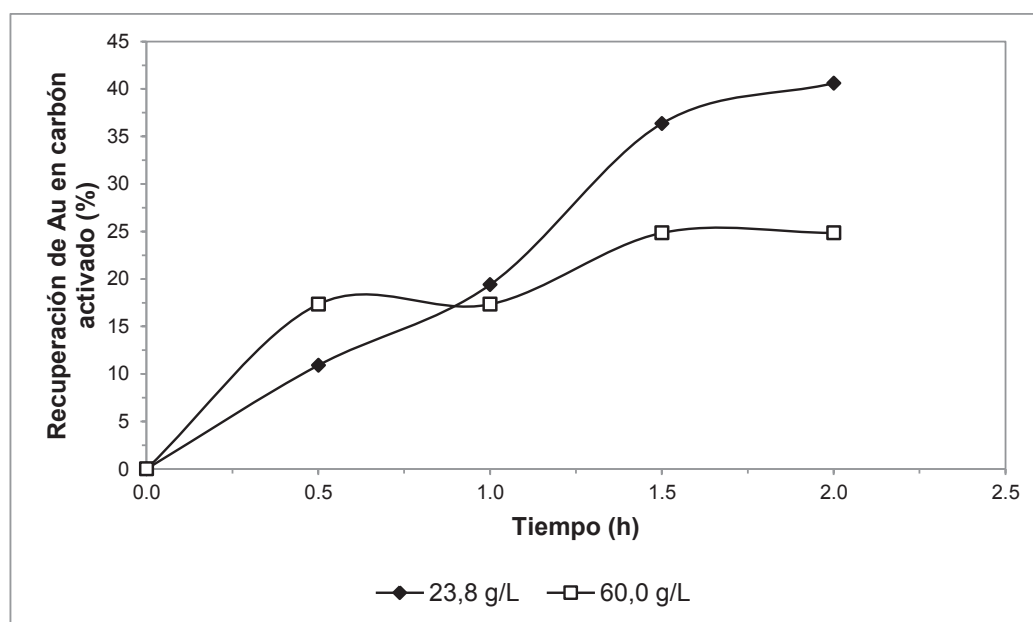


Figura 3.14. Influencia de la concentración de carbón activado en la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio (superficie de 523 m²/g; tamaño 4x8 mallas)

Se probaron dos concentraciones de carbón activado: 23,8 y 60,0 g/L. Además el tiempo de adsorción se redujo a dos horas. Con una concentración de 23,8 g/L de carbón activado en solución, se obtiene una recuperación de oro de 40 %, mientras que con una concentración de 60,0 g/L solo se obtiene una recuperación de oro de 24 %. La razón de la mayor recuperación de oro obtenida en el ensayo con menor cantidad de carbón activado, radica en el hecho de que a mayor concentración de carbón activado en solución se dificulta su agitación dentro del reactor lo que a su vez impide una adecuada adsorción de los complejos de oro en la superficie del carbón activado (Aylmore y Muir, 2000, p. 166).

Otro aspecto importante se puede apreciar en la recuperación de oro a partir de la primera hora de adsorción. Antes de la primera hora, el ensayo con 60,0 g/L de carbón activado presentaba una mayor recuperación de oro, pero después de la primera hora el ensayo con 23,8 g/L de carbón activado pasa a ser el que mayor recuperación presenta.

Se debe procurar en todo momento mantener valores de pH superior a 10,0. Al bajar el pH por debajo de 10,0 se favorece la formación del complejo oro-tiosulfato el cual no es afín al carbón activado. En el ensayo realizado con 23,8 g/L el pH de la solución se mantuvo ligeramente superior a 10,0; en un valor de 10,2. Esto permitió que se favorezca la formación de complejos oro-amoniaco los cuales sí son afines al carbón activado (Vargas et al., 2006, p. 228).

Otro aspecto importante además del pH de los lixiviados, es la concentración de ion tiosulfato presente en solución. Al tener mayor cantidad de tiosulfato en los lixiviados se dificulta la difusividad del complejo diamino auroso hacia la superficie del carbón activado (Navarro et al., 2006, p. p. 94).

Los aspectos ya mencionados permiten explicar que el pH del lixiviado es de vital importancia para recuperar el oro disuelto en la superficie del carbón activado. Sin embargo, las bajas recuperaciones mostradas en la Figura 3.14 permiten afirmar que el uso de carbón activado como técnica para la recuperación de oro, no es viable.

3.3.2. ADSORCIÓN DE ORO CON CARBÓN ACTIVADO IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO A PARTIR DE LIXIVIADOS

Las pruebas con carbón activado impregnado con cobre metálico se realizaron con la ausencia de aire en recipientes cerrados, debido a que el fenómeno a producirse era la precipitación del oro el cual ocurre sin la presencia de oxígeno. El proceso que se pretendió demostrar fue la precipitación del oro contenido en los lixiviados amoniacaes de tiosulfato filtrados sobre la capa de cobre que cubría el carbón activado.

Con el fin de encontrar las mejores condiciones a las cuales el carbón activado impregnado con cobre metálico podría recuperar el oro contenido dentro de los filtrados, se modificaron parámetros como tiempo, pH y porcentaje de impregnación de cobre sobre carbón activado. Además con el mejor resultado en las pruebas anteriores se varió la concentración de cobre metálico (contenido en la superficie del carbón activado) en el lixiviado.

3.3.2.1. Impregnación de cobre metálico sobre carbón activado

Antes de realizar los ensayos de precipitación de oro sobre el carbón activado impregnado con cobre metálico, se realizó la electrodeposición del cobre metálico sobre la superficie del carbón activado. Se efectuaron 4 ensayos en donde se varió el tiempo de electrodeposición de cobre en la celda electrolítica como se muestra en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4. Porcentaje de impregnación de cobre metálico en carbón activado (4×8) mallas con superficie de 523 m²/g

Ensayo	Tiempo (h)	Voltaje (V)	Amperaje (A)	Impregnación (%)
1	1,0	4,0	22,4	33,63
2	0,5	4,0	30,0	4,57
3	1,0	2,5	13,0	14,93
4	3,0	1,0	10,0	12,75

Además del tiempo de electrodeposición, también se modificó el voltaje aplicado y por consiguiente la intensidad de corriente. Entre los dos primeros ensayos realizados, se puede afirmar que un mayor tiempo de electrodeposición permite obtener una mayor impregnación de cobre metálico sobre carbón activado.

Para cada ensayo realizado se obtenían tres muestras de carbón activado impregnado con cobre. Sin embargo, el porcentaje de impregnación registrado es el promedio de tres muestras ensayadas.

La heterogeneidad de las muestras de carbón activado se debe a que no todos los pedazos de carbón activado estaban en íntimo contacto con el cátodo, ya que unos pedazos se encontraban encima de otros. El carbón activado impregnado con cobre se muestra en la Figura 3.15.

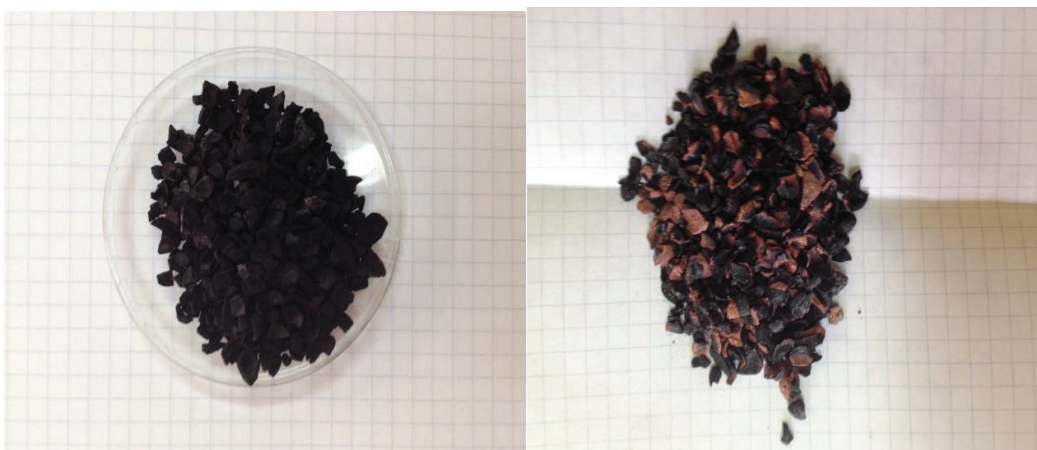


Figura 3.15. Carbón activado (4×8) mallas de 523 m²/g de superficie, antes y después del proceso de electrodeposición de cobre metálico

En los dos últimos ensayos de electrodeposición se aumentó el tiempo y se disminuyó el voltaje aplicado a la celda electrolítica. A pesar de que el porcentaje de impregnación disminuyó se logró obtener mayor homogeneidad en la distribución del cobre metálico sobre la superficie del carbón activado. Las diferentes muestras de carbón activado impregnado con cobre metálico se emplearon en los ensayos de adsorción de oro a partir de los lixiviados con el ion tiosulfato.

3.3.2.2. Efecto del tiempo en la recuperación de oro

Para este tipo de experimento se utilizó el carbón activado con 33 % de impregnación de cobre metálico. El ensayo se realizó durante cuatro horas y en todo momento se mantuvo el pH del lixiviado en un valor de 10,0. La concentración de cobre metálico en la solución fue de 8 g/L y la agitación se mantuvo en 500 RPM para evitar la ruptura del carbón activado durante la agitación. En la Figura 3.16 se muestra que la máxima recuperación de oro en el carbón activado impregnado con cobre se obtiene a la segunda hora de iniciado el proceso.

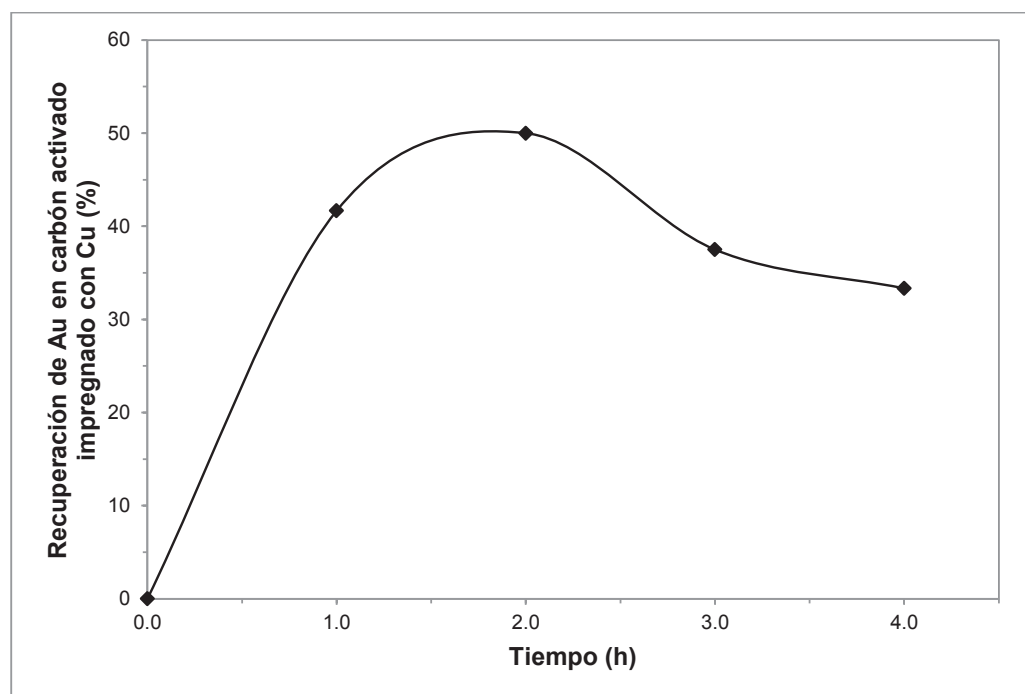


Figura 3.16. Influencia del tiempo en la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio con carbón activado impregnado con cobre (33 % de Cu en carbón activado; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,7 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu metálico}] = 8 \text{ g/L}$; $\text{pH} = 10,0$)

Se obtuvo el 50 % de recuperación de oro a la segunda hora e inmediatamente después la recuperación de oro en el carbón activado impregnado con cobre disminuyó hasta un valor de 33 %. Es evidentemente el oro adsorbido volvió a disolverse a la mitad del proceso lo que provocó una disminución en la recuperación de oro. Cabe resaltar que en este proceso se está dando una

cementación del oro sobre la superficie de cobre metálico. El carbón activado solo permite incrementar el área superficial disponible para dicho proceso de cementación. Otro aspecto a destacar es la presencia de la cuprotetramina cuando el pH del lixiviado es superior a 10,0. La cuprotetramina, a diferencia que en la etapa de lixiviación, es perjudicial para el proceso de cementación. Al formarse la cuprotetramina se da la disolución del oro ya precipitado en la superficie de cobre metálico, reduciendo de esta forma la recuperación (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168).

3.3.2.3. Efecto del porcentaje de impregnación de cobre sobre carbón activado a diferentes valores de pH

En la Figura 3.17 se muestran las recuperaciones de oro obtenidas a diferentes porcentajes de impregnación de cobre manteniendo el pH constante en un valor de 10,0.

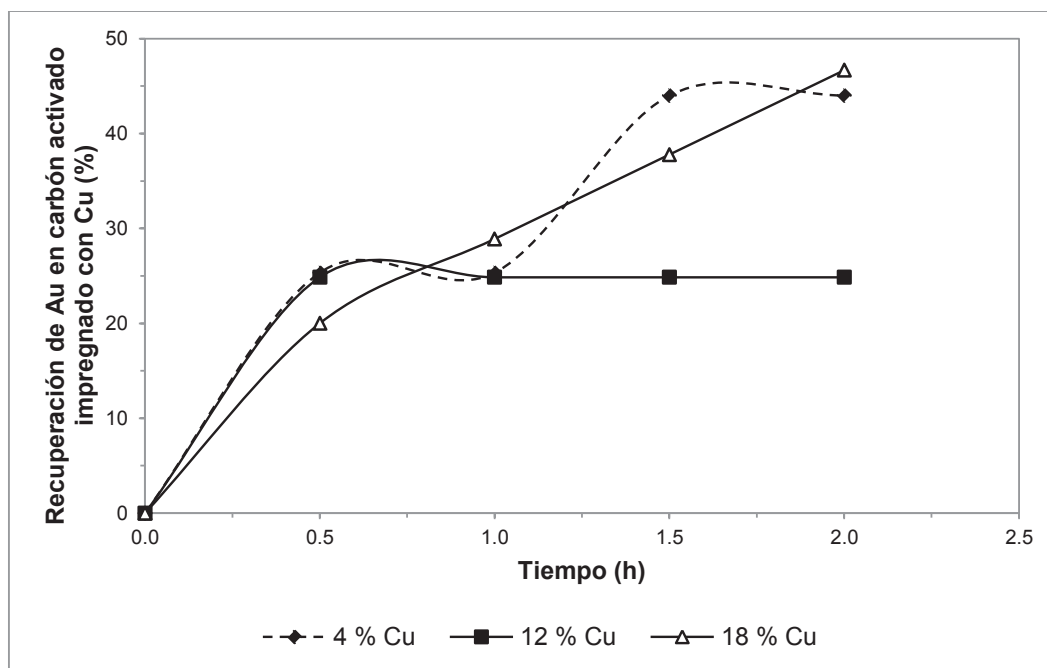


Figura 3.17. Influencia del porcentaje de cobre en carbón activado en la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio con carbón activado impregnado con cobre (pH = 10,0; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,7 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu metálico}] = 16 \text{ g/L}$)

Es estos ensayos se probaron muestras de carbón activado cuyos porcentajes de impregnación fueron de 4, 12 y 18 %. El tiempo se redujo a 2 horas para evitar la redisolución del oro precipitado.

El ensayo realizado con carbón activado al 12 % de impregnación con cobre permitió obtener una recuperación de oro de 24 % a la primera hora y se mantuvo así hasta el final del experimento. La razón del estancamiento en la recuperación de oro en dicho ensayo, puede ser la pasivación de la superficie de cobre al precipitarse sobre está óxidos o sulfuros de cobre. De esta forma, el área disponible para la cementación de oro es reducida y la recuperación de oro ya no progresa (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168; Haddad et al., 2003, p. 13; Hiskey y Lee, 2003, p. 45).

El ensayo realizado con carbón activado al 4 % de impregnación de cobre metálico, permitió obtener una recuperación de oro de 44 %; mientras que la muestra de carbón activado con 18 % de cobre impregnado en su superficie, recuperó el 46 % del oro contenido en el lixiviado. El ensayo realizado con carbón activado de 18 % de impregnación tuvo la mayor recuperación de oro debido a que poseía la mayor cantidad de cobre disponible para la precipitación de oro.

En la Figura 3.18, se advierten los mismos experimentos realizados a un pH de 9,6. Al disminuir el pH por debajo de 10,0 la concentración de la cuprotetramina es menor ya que los iones cúpricos compiten con el oro por precipitar en la superficie de cobre metálico en vez de formar el complejo amino. Al no estar estables los iones cúprico se puede dar una pasivación de la superficie de cobre metálico, como es el caso del ensayo realizado con 4 % de impregnación de cobre (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168; Haddad et al., 2003, p. 13; Hiskey y Lee, 2003, p. 45).

Sin embargo, es importante recalcar que posiblemente la cantidad de cobre metálico utilizado no fue suficiente para precipitar todo el oro contenido en el lixiviado. El experimento efectuado con 12 % de cobre impregnado entregó una recuperación de oro de 44 %.

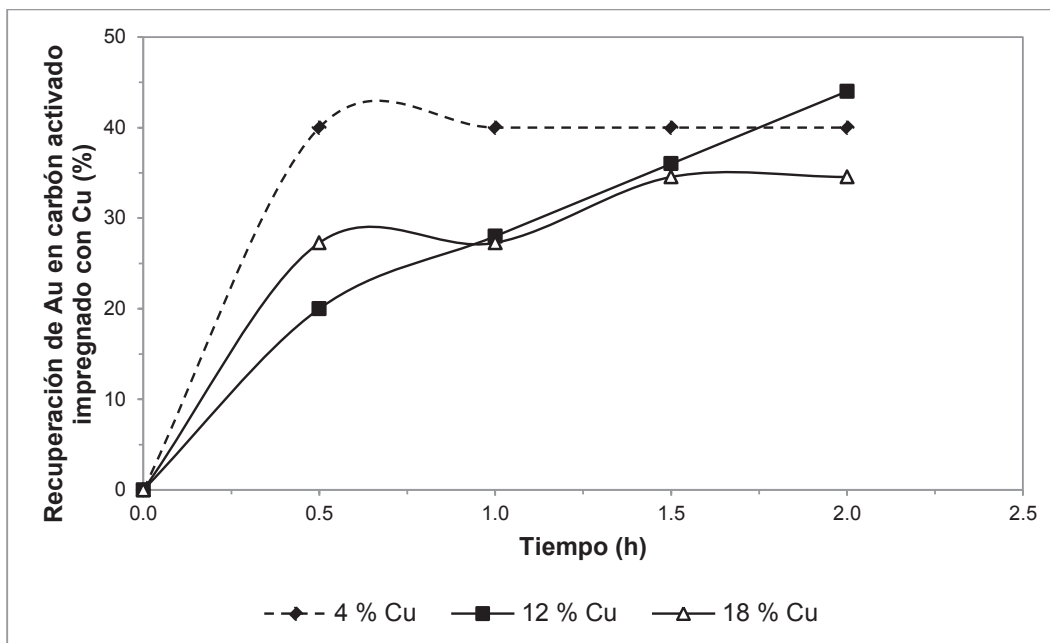


Figura 3.18. Influencia del porcentaje de cobre en carbón activado en la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio con carbón activado impregnado con cobre ($\text{pH} = 9,6$; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,7 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu metálico}] = 16 \text{ g/L}$)

Los ensayos realizados con 4 % y 18 % de cobre en su superficie obtuvieron una recuperación de oro de 40 % y 34 % respectivamente. En este caso, el ensayo con mayor porcentaje de impregnación de cobre no entregó la mayor recuperación de oro. Posiblemente se dio la pasivación de su superficie por la precipitación de óxidos y sulfuros de cobre formados lo que evitó la cementación del oro (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168; Haddad et al., 2003, p. 13; Hiskey y Lee, 2003, p. 45).

3.3.2.4. Efecto de la concentración de cobre metálico en solución en la recuperación de oro

La mayor recuperación de oro se logró con carbón activado con 18 % de cobre impregnado en su superficie a un valor de pH de 10 para evitar la pasivación de la superficie de cobre. Con dicho carbón activado se procedió a variar la cantidad de carbón metálico presente en el lixiviado. Las concentraciones utilizadas fueron de 8 g/L y 16 g/L. En la Figura 3.19 se muestra que se obtiene una mayor

recuperación de oro al incrementar la concentración de cobre metálico en solución. Con una concentración de cobre metálico de 8 g/L, la recuperación de oro obtenida fue de 26 %.

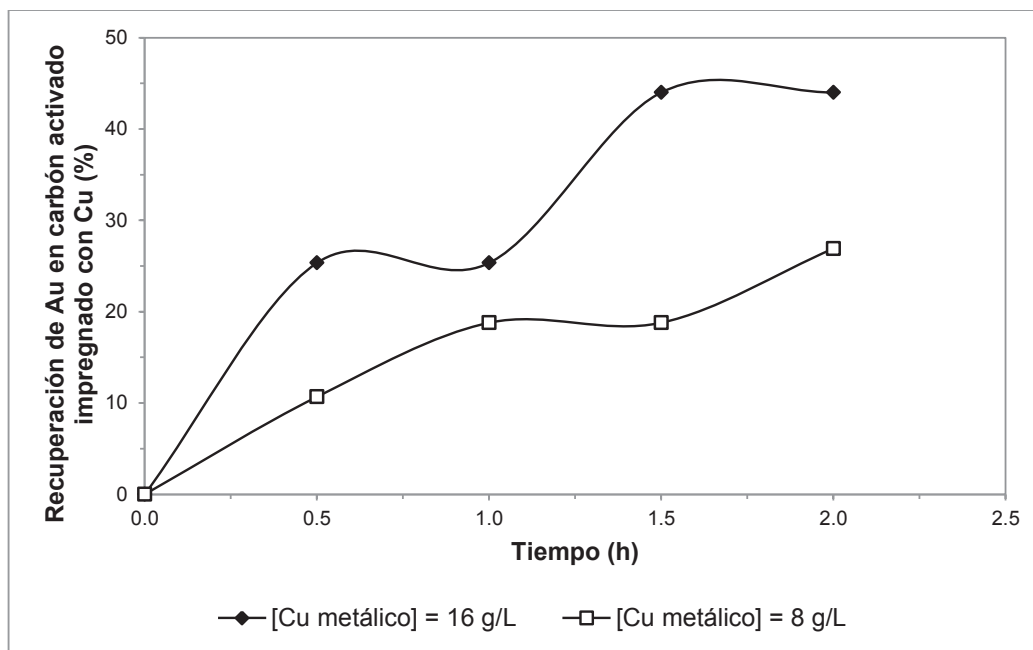


Figura 3.19. Influencia de la concentración de cobre en solución en la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio con carbón activado impregnado con cobre (18 % de cobre en carbón activado; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,7 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $\text{pH} = 10,0$)

En el caso del ensayo con 16 g/L de cobre metálico se obtuvo una recuperación de oro de 44 %. Probablemente una mayor cantidad de cobre metálico permita mejorar la recuperación, pero al incrementar la cantidad de cobre o bien se puede impregnar más cobre en el carbón activado, lo que tapanía los poros de su superficie, o bien aumentar la cantidad de carbón activado impregnado con cobre, lo que dificultaría la agitación y provocaría la atrición de los mismos al golpearse entre ellos (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168; Haddad et al., 2003, p. 13; Navarro et al., 2005, p. 14).

Con los resultados de los experimentos de adsorción de oro en carbón activado impregnado con cobre metálico se puede afirmar que esta técnica tampoco es viable como método de recuperación de oro a partir de lixiviados amoniacales de tiosulfato.

3.3.3. CEMENTACIÓN DE ORO CON POLVO DE COBRE A PARTIR DE LIXIVIADOS

Para las pruebas de cementación, se utilizó polvo de cobre metálico de 38 μm de tamaño de partícula. Asimismo se realizaron estos ensayos con la ausencia de aire y se modificó la concentración de cobre metálico de 8 g/L a 16 g/L. En la Figura 3.20 se puede observar que el experimento realizado con la menor cantidad de cobre permite obtener la mayor recuperación de oro.

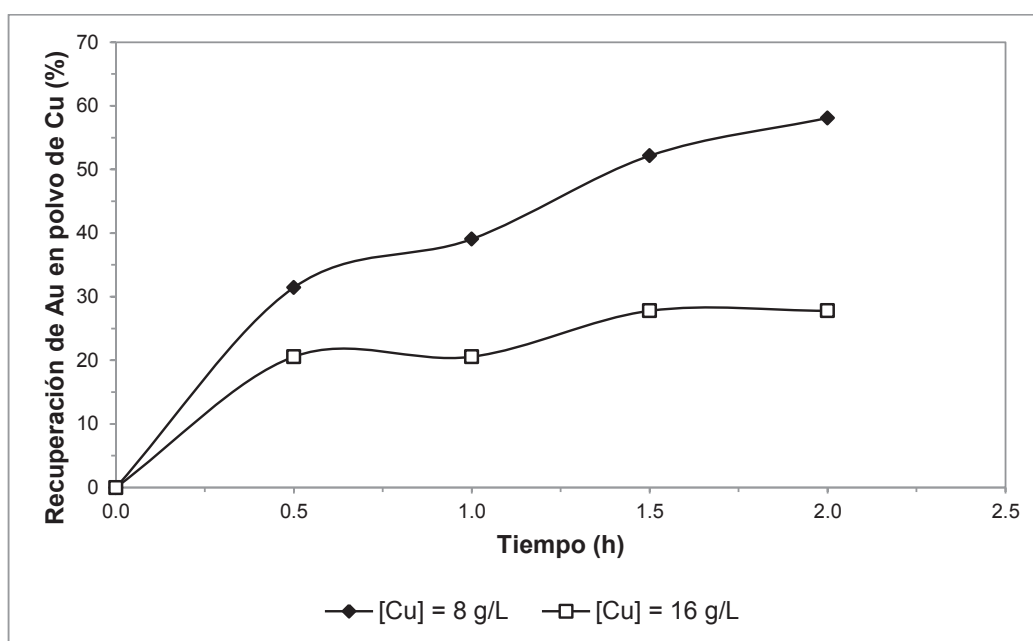


Figura 3.20. Influencia de la concentración de cobre en la recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio mediante cementación con polvo de cobre ($\text{pH} = 10,0$; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,7 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $d_{100} = 38 \mu\text{m}$)

Con el ensayo realizado con 8 g/L de cobre metálico se obtuvo una recuperación de oro del 58 %, mientras que en la prueba con 16 g/L de cobre metálico se recuperó el 27 % de oro contenido en el lixiviado. La razón de la baja recuperación de oro puede estar relacionada con la presencia de la cuprotetramina (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168; Haddad et al., 2003, p. 13; Navarro et al., 2005, p. 14). A pesar de que a valores de pH mayores a 10,0 se logra estabilizar los iones cúpricos, lo que evita la pasivación de la superficie disponible de cobre para la cementación, la cuprotetramina formada también

puede tener un efecto perjudicial al provocar la disolución del oro ya precipitado. Por lo tanto se debe tener en cuenta que valores de pH elevados no siempre pueden beneficiar el proceso de cementación de oro. Otra explicación puede ser que al aumentar la cantidad de cobre metálico, se dificulta el contacto entre el oro y el cobre metálico lo que a su vez deriva en una baja recuperación de oro (Guerra y Dreisinger, 1999, p. 168; Haddad et al., 2003, p. 13; Navarro et al., 2005, p. 14).

3.3.4. FLOTACIÓN IÓNICA DE LIXIVIADOS

En la Figura 3.21 se muestran la recuperación de oro acumulada en el concentrado de flotación iónica.

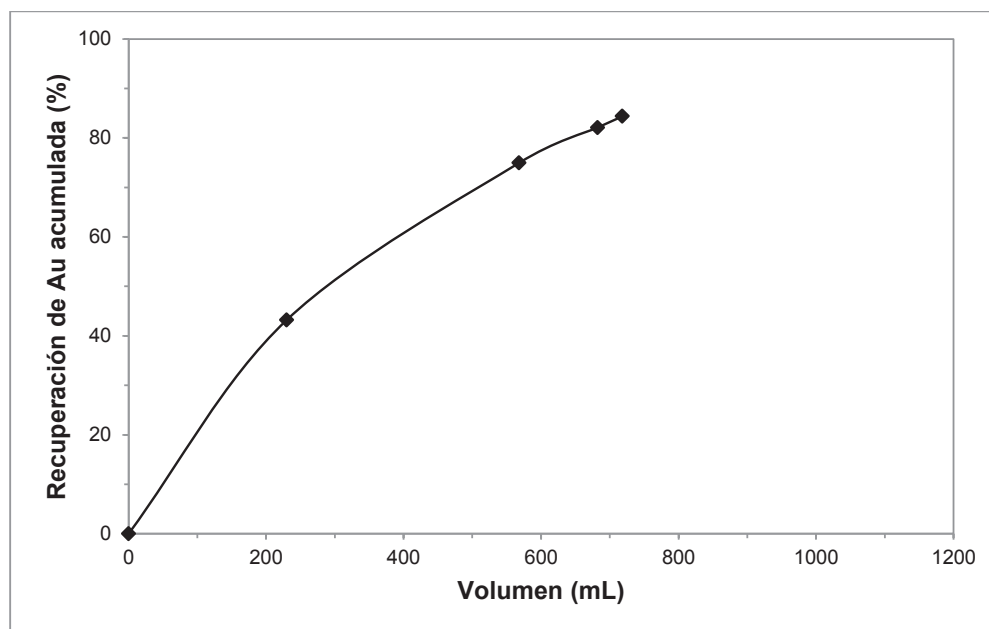


Figura 3.21. Recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio mediante flotación iónica (tiempo = 40 min; $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 1,0 \text{ M}$; $[\text{NH}_3] = 0,1 \text{ M}$; $[\text{Cu}^{2+}] = 2 \text{ mM}$; pH = 10,0; colector Aliquat al 100 % y espumante Flomin F-121 al 1 % de concentración)

Las pruebas de flotación iónica se realizaron con el colector Aliquat al 100 % de concentración y con el espumante Flomin F-121 al 1 % de concentración. Los reactivos de flotación fueron añadidos al 0,1 % de concentración en los lixiviados

a flotar. Se obtuvo una recuperación acumulada de oro del 84 % en un tiempo de 40 minutos. Otro aspecto importante a recalcar es el volumen acumulado de concentrado obtenido. En el 59 % del volumen inicial de lixiviado, se recuperó el 84 % del oro. Por lo tanto, el relave final obtenido fue tan solo del 41 %, y en la mayor parte del lixiviado original, se logró concentrar y recuperar la mayor parte del oro.

La razón por la que se recupera la mayor cantidad de oro contenido en el lixiviado, radica en la afinidad que presenta el compuesto Aliquat (amina cuaternaria) por el oro. El colector Aliquat se adhiere con el complejo oro-tiosulfato y la parte hidrofóbica de esta amina cuaternaria se adsorbe con las burbujas de aire estabilizadas por el espumante Flomin F-121. Las burbujas de aire suben junto al oro en forma de espuma y son recuperadas en el concentrado de flotación (Doyle, 2003, p. 388; Galvin et al., 2003, p. 22; Polat y Erdogan, 2007, p. 267).

Asimismo, es importante tener en cuenta que el concentrado de flotación obtenido es acuoso ya que la cantidad de colector orgánico usado es menor en comparación al lixiviado flotado (de la Torre, Erazo y Guevara, 2007, p. 80; Doyle, 2003, p. 388). Al agregar el Aliquat en una concentración del 0,1 % en el lixiviado, se logra obtener un concentrado de flotación acuoso, lo que evita la aplicación de una etapa de re-extracción para separar el oro de la fase orgánica. Por lo tanto, es factible usar el concentrado de flotación iónica en el proceso de electrólisis para la posterior recuperación de oro.

3.3.5. ELECTRÓLISIS

Los ensayos de electrólisis se efectuaron tanto a los lixiviados como a los concentrados obtenidos en flotación iónica. También se realizaron ensayos con la presencia de sulfito con el fin de estabilizar el tiosulfato presente en los lixiviados. También se modificaron parámetros como el tiempo y el voltaje aplicado a la celda electrolítica.

3.3.5.1. Efecto de sulfito de sodio en la recuperación de oro a partir de lixiviados

Los ensayos de electrólisis se realizaron en una celda electrolítica de plástico de 200 mL de capacidad con la intervención de electrodos de acero inoxidable. En la Figura 3.22 se muestran los resultados de recuperación de oro obtenidos al agregar sulfito de sodio y sin la presencia de este.

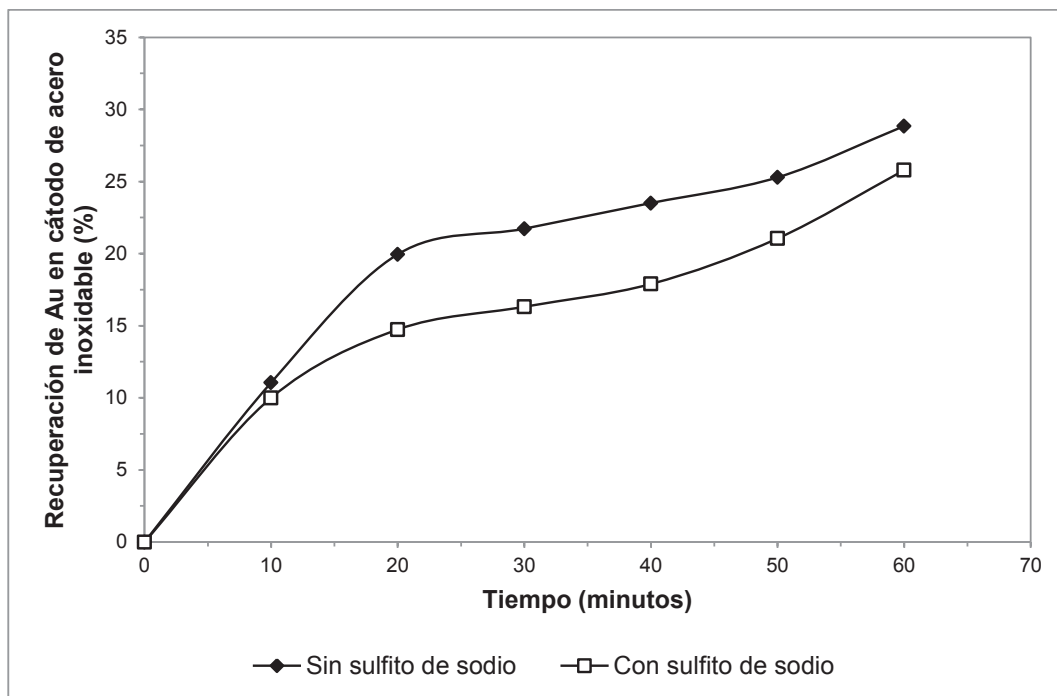


Figura 3.22. Recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio sin sulfito de sodio (0,35 V; 12,6 mA; pH = 10,0) y con sulfito de sodio (0,35 V; 12,6 mA; pH = 10,0; $[\text{Na}_2\text{SO}_3] = 0,1 \text{ M}$)

La concentración de sulfito de sodio en el lixiviado fue de 0,1 M. La razón por la que se agregó sulfito de sodio en uno de los ensayos de electrólisis fue para estabilizar el tiosulfato presente en los lixiviados. De esta manera se evita que el oro precipite en forma de sulfuro durante la reducción del complejo oro-tiosulfato en el área catódica. No obstante, la recuperación de oro obtenida en el ensayo con sulfito de sodio fue de 25 % la cual es menor a la recuperación de oro obtenida en el ensayo sin sulfito de sodio que fue de 28 %. A pesar de que se evitó la formación de sulfuro de oro en forma de precipitado negro con la adición de sulfito de sodio, la recuperación de oro conseguida fue menor. La baja

recuperación de oro obtenida se debe a que las reacciones parásitas (como la reducción de agua y oxígeno además de la coprecipitación de otros metales como la plata) sucedidas en el área catódica consumen gran parte de la corriente aplicada para la precipitación del oro. A pesar de la adición de sulfito al lixiviado, las reacciones parásitas se dan de la misma forma que sin la adición de dicho reactivo. Por lo tanto, para favorecer la precipitación del oro disuelto se debe incrementar el voltaje aplicado a la celda electrolítica.

3.3.5.2. Electrólisis aplicado en lixiviado y concentrado de flotación iónica

En la Figura 3.23 se puede observar que las recuperaciones obtenidas para los dos ensayos fueron muy similares. En el ensayo de electrowinning aplicado al lixiviado se obtuvo una recuperación de oro de 28 % mientras que en el ensayo realizado con el concentrado de flotación iónica se obtuvo una recuperación de oro del 29 %.

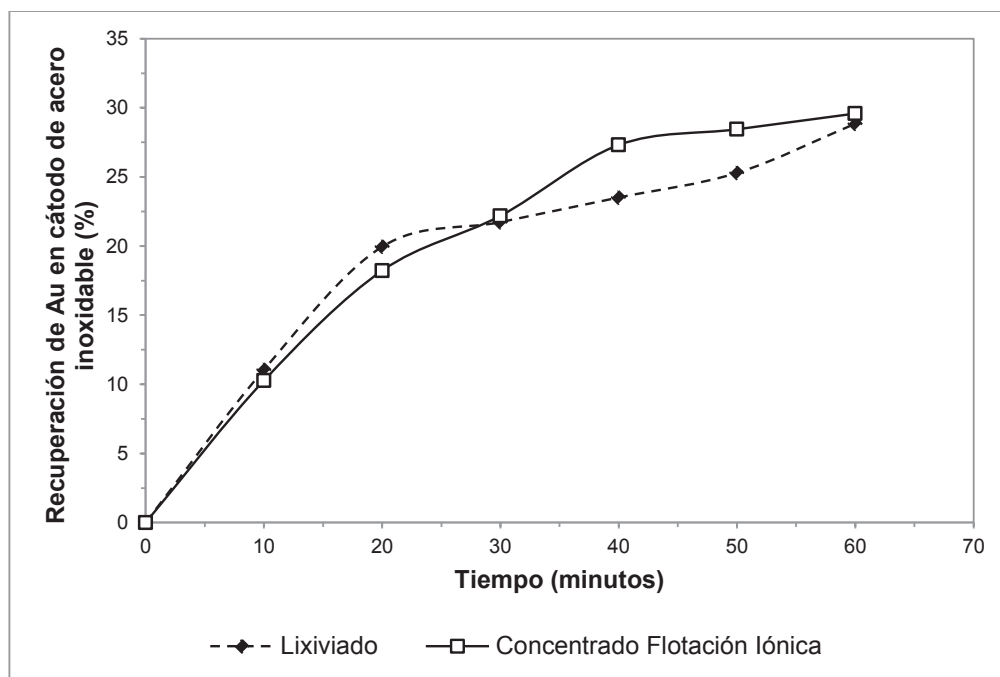


Figura 3.23. Recuperación de oro a partir de lixiviados con tiosulfato de sodio (0,35 V; 12,6 mA; pH = 10,0) y a partir de concentrados de flotación iónica (0,35 V; 12,6 mA; pH = 10,0)

Se aplicó la técnica de electrólisis tanto a lixiviados como a concentrados de flotación iónica para determinar si existía algún impedimento para la aplicación de este proceso en los concentrados de flotación iónica debido a la presencia de componentes orgánicos. Los ensayos se realizaron durante una hora aplicando una corriente de 12,6 mA y ambos ensayos se realizaron sin la presencia de sulfito de sodio.

Debido a la poca cantidad de Aliquat utilizado en la etapa de flotación iónica, el concentrado obtenido se comporta de forma similar a los lixiviados y por ende, con los resultados obtenidos, se puede afirmar que al utilizar el proceso de flotación iónica se logra evitar el uso de una posterior etapa de re-extracción de oro del componente orgánico. Por lo tanto se puede afirmar que la presencia de Aliquat en el concentrado de flotación iónica es insignificante y que no impide la aplicación del proceso de electrólisis.

3.3.5.3. Efecto del voltaje aplicado en la recuperación de oro

En estos ensayos se utilizaron solo concentrados de flotación iónica. Además se incrementó el tiempo de duración del proceso para conseguir la recuperación de oro más alta posible. Se aplicaron voltajes de 0,35 y 1,50 V para determinar si una mayor corriente aplicada permite incrementar la recuperación de oro. En la Figura 3.23 se advierten los resultados obtenidos a los dos voltajes aplicados. Al inducir un voltaje de 0,35 V durante 3 horas, se consigue una recuperación de oro de 63 %. En cuanto al experimento desarrollado con 1,50 V, la recuperación de oro obtenida fue de 82 %.

Evidentemente, un aumento en el voltaje aplicado permitió obtener una mayor recuperación de oro sobre el área del cátodo de acero inoxidable. Al tener una mayor corriente disponible tanto para la reducción del complejo oro-tiosulfato como para el resto de reacciones parásitas y paralelas, se logra mejorar la recuperación de oro a partir de los concentrados de flotación iónica (Haddad et al., 2003, p. 9; Ubaldini et al., 1995, p. 267).

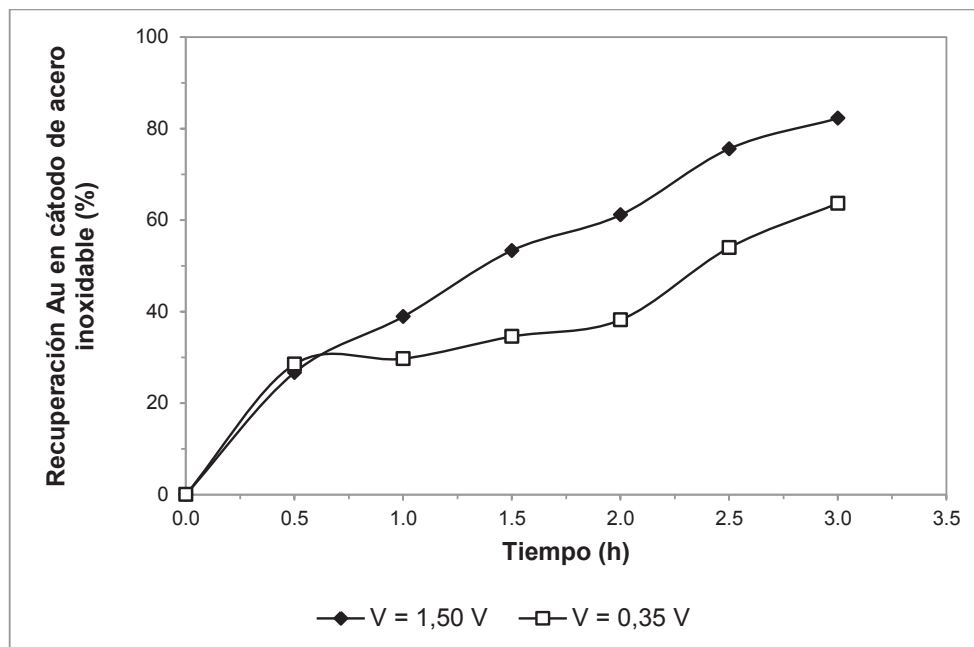


Figura 3.24. Influencia de la corriente aplicada en la recuperación de oro a partir de concentrados de flotación iónica (pH = 10,0)

Considerando todos los resultados obtenidos con las diferentes técnicas empleadas para la recuperación de oro a partir de lixiviados amoniacales de tiosulfato de sodio con presencia de iones cúpricos; se puede afirmar que la mejor manera para recuperar el oro consiste en aplicar el proceso de flotación iónica a los lixiviados ya mencionados. Posteriormente, se debería aplicar la técnica de electrólisis al concentrado obtenido en las celdas de flotación iónica.

En el Anexo IV se muestran las fichas técnicas de los ensayos de lixiviación realizados con soluciones amoniacales de tiosulfato en presencia de iones cúpricos y con cianuro de sodio.

En el Anexo V se muestran las fichas técnicas de los ensayos de adsorción con carbón activado, adsorción con carbón activado impregnado con cobre metálico, cementación con polvo de cobre, flotación iónica y electrólisis.

3.4. DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS DE LA PLANTA DE LIXIVIACIÓN DE 100 t/d DEL MINERAL AURÍFERO PARA RECUPERACIÓN DE ORO

Para el dimensionamiento de los equipos necesarios para la recuperación de oro con el uso de tiosulfato de sodio como agente lixivante, se definió el diagrama de flujo del proceso con base a las mejores condiciones encontradas en los ensayos realizados. La capacidad instalada de la planta se estimó en 100 toneladas del mineral de Agroindustrial “El Corazón” por día. Con dicha cantidad de mineral a procesar, se estimaron las dimensiones de cada uno de los equipos involucrados. Además se estableció un diagrama de Gantt en el cual se manifiestan la duración de cada uno de los procesos a realizar en la planta.

Con dicho diagrama, se estableció la cantidad de trabajadores que se requieren para que la planta funcione normalmente con tres turnos de ocho horas durante un mes. El tiempo de vida del proyecto se estimó en 10 años y la localización del mismo se estableció cerca de la zona de Intag ya que el mineral con el que se trabajó en los ensayos provino de aquella zona. Como el funcionamiento de la mayoría de los equipos no es continuo, se sobredimensionaron algunos de ellos como es el caso de las trituradoras y los tamices. La capacidad de las trituradoras, tamices y el molino de bolas se calculó para 200 t/d con el fin de tener siempre mineral disponible para las posteriores operaciones de lixiviación, filtración, flotación iónica y electrólisis.

3.4.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El mineral que viene en forma de rocas de diferentes tamaños, por ser sometido al proceso de voladura con explosivos, es conducido al circuito de trituración primaria. El material es clasificado en un tamiz vibratorio para que todas las rocas con tamaño de 3 cm o inferiores no tengan que dirigirse a la trituradora de mandíbulas. Se introduce a la trituradora de mandíbulas el mineral cuyas rocas

deben tener un tamaño aproximado de 21 cm y al final del proceso se tendría el mineral con un tamaño de partícula de 3 cm. El tiempo de operación es de 9 horas tanto para el tamiz como para la trituradora. Todo el mineral clasificado y triturado pasa a un stock donde es almacenado para la trituración secundaria.

El material con un tamaño de 3 cm, es conducido por una banda transportadora a un circuito inverso de trituración para reducir el tamaño del material a 1,27 cm. En esta parte del proceso, la carga circulante del material es de 250 % y el material reducido de tamaño se coloca en una pila stock. Los equipos a utilizar en esta parte del proceso son una trituradora de cono y un tamiz vibratorio. La operación de trituración secundaria dura 13 horas.

El mineral con un tamaño de partícula de 1,27 cm es conducido por medio de una banda transportadora al molino de bolas. Dicho equipo trabaja en húmedo con un porcentaje de sólidos del 72 %. Cabe resaltar que esta etapa del proceso se realiza en continuo a diferencia de los procesos de trituración primaria y secundaria. La razón por la que la molienda se realiza en continuo se debe a que este proceso es ineficiente. A la salida del molino de bolas el mineral tiene un tamaño de partícula de 100 μm . El mineral reducido de tamaño es conducido a un tanque donde se añade agua para reducir el porcentaje de sólidos a 62 %. Posteriormente el mineral es llevado hacia un hidrociclón para la clasificación de material grueso el cual debe ser devuelto al molino de bolas.

El hidrociclón transfiere el mineral con un tamaño de partícula de 100 μm a un silo de almacenamiento el cual alimenta los tanques agitados para el posterior proceso de lixiviación. La corriente overflow que sale del hidrociclón hacia el silo de almacenamiento posee un porcentaje de sólidos del 40 %. Cada 12 horas se tiene en el tanque de almacenamiento 100 toneladas de mineral el cual es bombeado a los tanques de lixiviación para empezar con la extracción del oro.

A la pulpa dentro del tanque de lixiviación se añaden los reactivos requeridos para la recuperación de oro. Se agrega el tiosulfato de sodio como agente lixivante, el amoníaco acuoso que actúa como regulador del pH de la pulpa, y se añade

sulfato cúprico pentahidratado que hace las veces de catalizador del proceso de lixiviación. Como el lodo ya contiene agua, se añade la cantidad de agua que le resta para tener un porcentaje de sólidos del 33 %. En el arranque de la planta se añade agua limpia para obtener el porcentaje de sólidos deseados en la pulpa. Cuando el proceso sea continuo, se aprovecha el relave de flotación iónica el cual pasa a un tanque de almacenamiento y posteriormente este envía el agua requerida a los tanques de lixiviación. El reciclaje del relave se realiza por dos razones. La primera, para no desperdiciar el agua utilizada y la segunda, para aprovechar los reactivos de lixiviación que están en el relave de flotación. La lixiviación dura una hora y en todo momento el pH de la pulpa debe mantenerse en 10,5 con la adición de amoníaco líquido por medio de bombas dosificadoras.

La pulpa procedente de la lixiviación es deshidratada en el filtro prensa. El proceso tendría una duración de 8 horas. El relave sólido se almacena en relaveras para el posterior tratamiento de desechos sólidos. La solución preñada proveniente de la filtración, es sometida a flotación iónica. En esta etapa del proceso se administran los reactivos de flotación que son el Flomin F-121 y el Aliquat. Los reactivos mencionados se suministran en un porcentaje del 0,1 % en volumen. El proceso se realiza en un banco de cuatro celdas de flotación y dura aproximadamente una hora. El concentrado de flotación que rebosa, se envía a las celdas electrolíticas mientras que el relave es reciclado al proceso de lixiviación.

El concentrado de flotación es sometido a electrólisis en cinco celdas electrolíticas las cuales emplean electrodos de acero inoxidable. El voltaje aplicado es de 1,50 voltios y la densidad de corriente es de 100 A/m^2 . El proceso dura 3 horas y el oro depositado en los cátodos al final del proceso, es removido de los mismos para enviarlos a la etapa de refinación.

La fusión se realizará en un horno con capacidad para 60 kg. El proceso se realiza durante una hora a una temperatura de $1\ 200 \text{ }^\circ\text{C}$. Al final se verterá el oro fundido en las lingoteras para obtener los lingotes de 99 % de pureza. En la Figura 3.25 se muestra el diagrama de bloques del proceso de recuperación de

oro con soluciones amoniacaes de tiosulfato de sodio en presencia de iones cúprico.

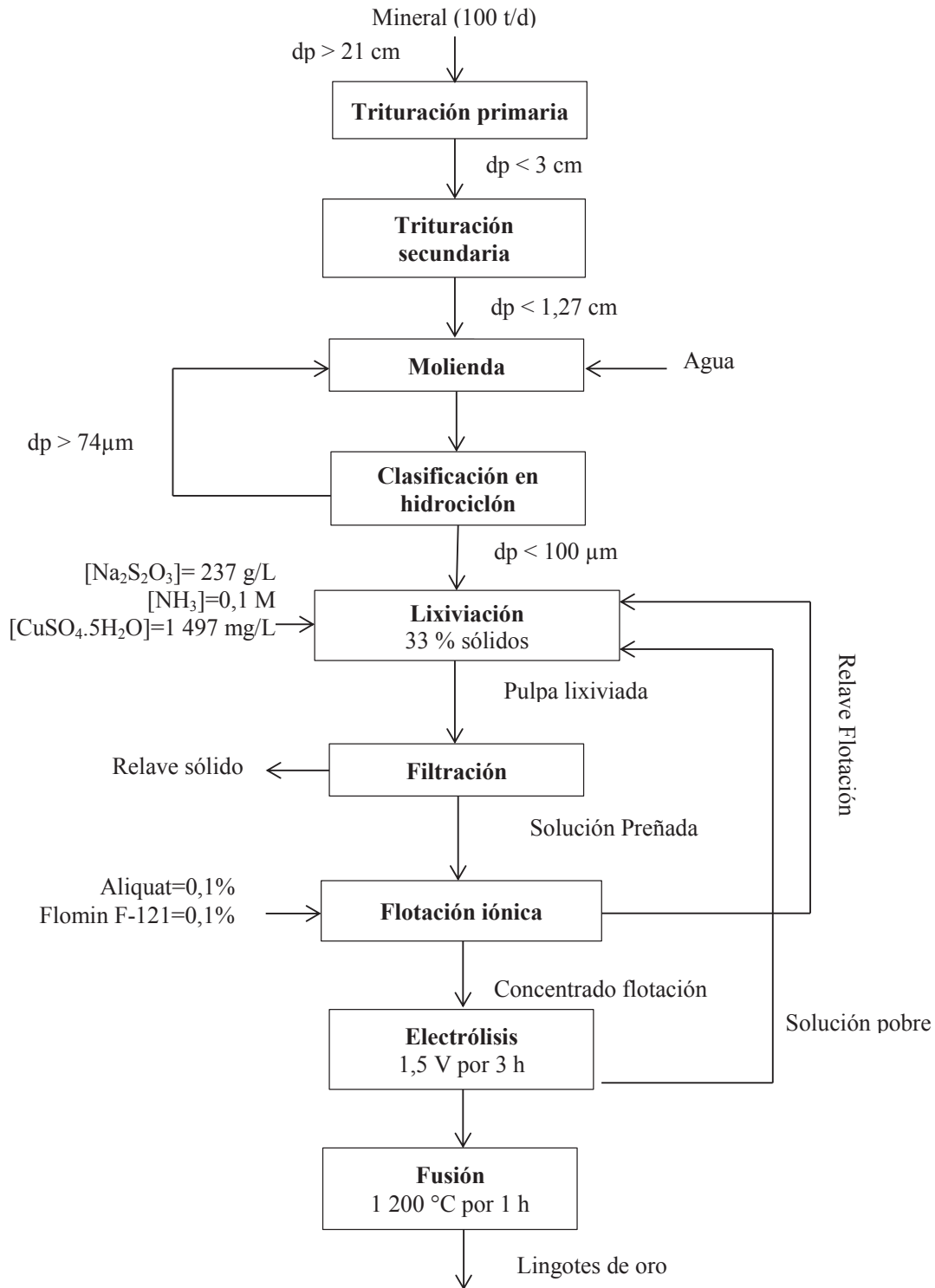


Figura 3.25. Diagrama de bloques del proceso de extracción de oro con tiosulfato de sodio

3.4.2. CONDICIONES DE OPERACIÓN EN CADA UNO DE LOS PROCESOS

Las condiciones de operación se consiguieron a partir de los mejores resultados obtenidos en los ensayos realizados a nivel de laboratorio para los procesos de lixiviación, flotación iónica y electrólisis. Desde la Tabla 3.5 hasta la 3.7 se muestran las condiciones de operación de los procesos de reducción de tamaño.

Tabla 3.5. Condiciones de operación en trituración primaria

Abertura de alimentación (cm)	21
Rango de descarga (cm)	5
Abertura de malla de tamiz (cm)	5

Tabla 3.6. Condiciones de operación en trituración secundaria

Abertura de alimentación (cm)	5,00
Rango de descarga (cm)	1,27
Abertura de malla de tamiz (cm)	1,27

Tabla 3.7. Condiciones de operación en molino de bolas e hidrociclón

Tamaño de partícula (μm)	100
Sólidos en descarga de molino (%)	72
Carga de bolas (%)	38
Sólidos en alimentación a hidrociclón (%)	62
Sólidos en Overflow (%)	40
Sólidos en Underflow (%)	76

Para el proceso de lixiviación se utilizaron los resultados conseguidos en el ensayo realizado con un porcentaje de sólidos de 33 %. A más de haber obtenido una recuperación de oro del 81 % en el lixiviado de dicho ensayo, se logró reducir la cantidad de agua a emplear al incrementar el porcentaje de sólidos lo que ayuda a la economía del proceso. Otro aspecto importante a destacar es el tiempo de agitación, ya que para el proceso de lixiviación con soluciones amoniacales de tiosulfato, se logró reducir el tiempo de agitación a 1 h lo que permite reducir el gasto de energía en dicho proceso.

Las condiciones de operación del proceso de lixiviación con soluciones amoniacales de tiosulfato se resumen en la Tabla 3.8.

Tabla 3.8. Condiciones de operación en lixiviación

Tamaño de partícula (μm)	100
Porcentaje de sólidos (%)	33
Tiempo de operación (h)	1
Concentración de tiosulfato de sodio (g/L)	237
Concentración de Amoníaco (M)	0,1
Concentración de sulfato de cobre (g/L)	1,5
pH	10,5
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	20

En el proceso de flotación iónica se considera que el tiempo de operación es el tiempo utilizado en los ensayos realizados. Además se emplearon las mismas concentraciones con el fin de obtener concentrados de flotación iónica acuoso. En la Tabla 3.9 se indican las condiciones de operación de dicho proceso.

Tabla 3.9. Condiciones de operación en flotación iónica

Tiempo de operación (min)	40
Concentración Flomin F-121 (%)	0,1
Concentración Aliquat (%)	0,1

En la Tabla 3.10 se muestran las condiciones de operación para el proceso de electrólisis para el cual se consideró el máximo voltaje con el que se obtuvo la máxima recuperación de oro en el cátodo de acero inoxidable.

Tabla 3.10. Condiciones de operación en electrólisis

Tiempo de operación (h)	3
Voltaje (V)	1,5
Densidad de corriente (A/m^2)	100
Número de celdas	5
Material de electrodos	Acero inoxidable

3.4.3. BALANCE DE MASA

Se realizaron los balances de masa en cada una de las etapas del proceso de recuperación de oro con soluciones amoniacaes de tiosulfato de sodio. En cada una de las etapas de dicho proceso, se estimó la recuperación de oro y la cantidad de reactivos a gastar.

3.4.3.1. Circuito de trituración primaria

Se considera que el 20% del mineral que ingresa al tamiz vibratorio posee un tamaño de partícula inferior a 3 cm. El 80% del mineral restante ingresa a la trituradora de mandíbulas. El balance en el tamiz vibratorio y la trituradora de mandíbulas se observa en la Figura 3.26.

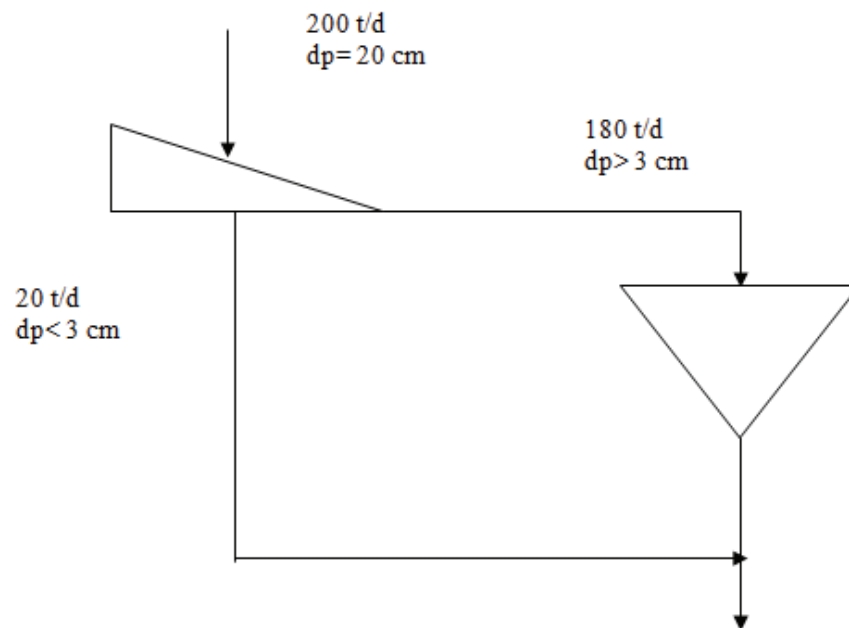


Figura 3.26. Esquema del circuito de trituración primaria

El tiempo de operación de la trituradora de mandíbulas se obtiene al dividir la cantidad de mineral a procesar por la capacidad del equipo.

$$t_{op} = 180 \text{ t} \times \frac{1 \text{ h}}{20 \text{ t}} = 9 \text{ h} \quad [3.1]$$

3.4.3.2. Circuito de trituración secundaria

El material triturado a un tamaño menor de 3 cm se envía a trituración secundaria. Se utiliza un circuito inverso con una carga circulante de 250%. El mineral que sale de la trituradora de cono posee un tamaño de partícula de 1,27 cm. En la Figura 3.27 se puede advertir el circuito de trituración secundaria.

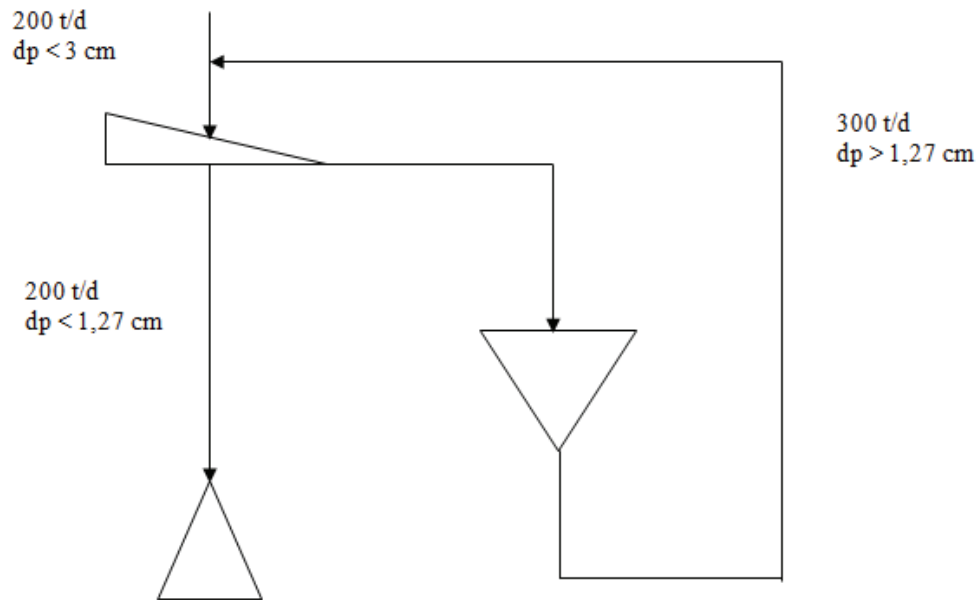


Figura 3.27. Esquema de circuito de trituración secundaria

Con la carga circulante se determina el flujo de mineral que ingresa a la trituradora de cono.

$$\%CC = \frac{200 \frac{t}{d} + R}{200 \frac{t}{d}} = 2,5 \quad [3.2]$$

$$R = 300 \text{ t/d} \quad [3.3]$$

El tiempo de operación de la trituradora de cono se obtiene con la relación entre el flujo de mineral que entra a la trituradora y la capacidad del equipo.

$$t_{op} = 300 \frac{t}{día} \times \frac{1 h}{23 t} = 13 h \quad [3.4]$$

3.4.3.3. Circuito de Molienda

El material reducido a un tamaño de 1,27 cm es transportado, por medio de una banda transportadora, hacia el molino de bolas. El molino trabaja con un porcentaje de sólidos del 72 %, por lo que es necesaria la adición de agua para obtener una molienda en húmedo. El circuito de molienda con el hidrociclón se observa en la Figura 3.28.

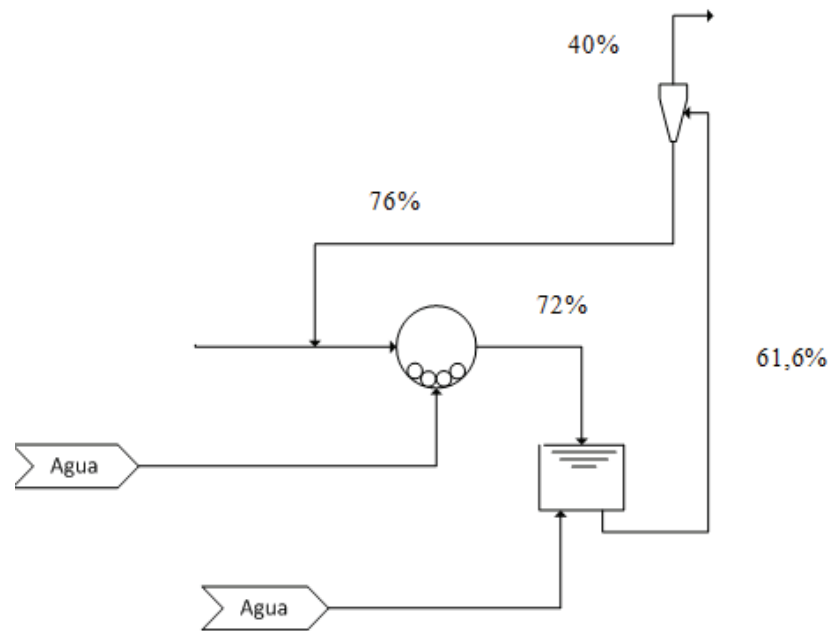


Figura 3.28. Porcentaje de sólidos en circuito de molienda

Se trabaja con una carga circulante de 286 % y el porcentaje de sólidos en la corriente de finos del hidrociclón (overflow) es del 40 %.

$$\text{Cantidad de agua (overflow)} = \frac{200 \text{ t}}{\text{d}} \times \frac{60\% \text{ agua}}{40\% \text{ sólidos}} = 300 \frac{\text{t}}{\text{d}} \quad [3.5]$$

La corriente de gruesos (underflow) está dada por:

$$\text{Corriente de gruesos (underflow)} = \%CC \times \text{Overflow} \quad [3.6]$$

$$\text{Corriente de gruesos (Underflow)} = 2,86 \times 200 = 572 \frac{\text{t}}{\text{h}} \text{ sólidos} \quad [3.7]$$

El porcentaje de sólidos de la alimentación al hidrociclón es del 62 %. Por lo tanto al realizar el balance de masa en sólidos en el hidrociclón se tiene que la alimentación al mismo es la suma de las corrientes de underflow y overflow.

$$\text{Alimentación hidrociclón} = \text{underflow} + \text{overflow} \quad [3.8]$$

$$\text{Alimentación hidrociclón} = 572 \text{ t} + 200 \text{ t} = 772 \text{ t sólidos} \quad [3.9]$$

Por lo tanto la cantidad de agua en la corriente de alimentación al hidrociclón es de:

$$\text{Cantidad de agua (alimentación)} = 772 \text{ t} \times \frac{38,4 \% \text{ agua}}{61,6 \% \text{ sólidos}} = 481,24 \text{ t} \quad [3.10]$$

El balance de masa en el circuito de molienda queda de acuerdo a lo mostrado en la Tabla 3.11.

Tabla 3.11. Balance de masa en circuito de molienda

Nombre de corriente	Mineral (t/d)	Agua (m ³ /d)
Alimentación fresca	200	12,00
Agua al molino		108,00
Alimentación al molino	772	192,00
Descarga del molino	772	300,00
Agua al tanque		181,24
Alimentación hidrociclón	772	481,24
Underflow	572	181,24
Overflow	200	300,00

El mineral molido a 100 µm con un 40 % de sólidos se enviaría a un silo de almacenamiento el cual proveería del mineral necesario a los tanques de agitación para iniciar con el proceso de lixiviación con soluciones amoniacaes de tiosulfato de sodio en presencia de iones cúpricos. En un día se tendrían 200 toneladas de mineral molido por lo que en doce horas se almacenarían las 100 toneladas de mineral listas para el proceso de extracción del oro.

3.4.3.4. Lixiviación

En primera instancia se considera el arranque del proceso por lo que no se añade el agua que viene del relave de flotación iónica. En la Figura 3.29 se indican la cantidad de reactivos añadir antes de iniciar la agitación en los tanques.

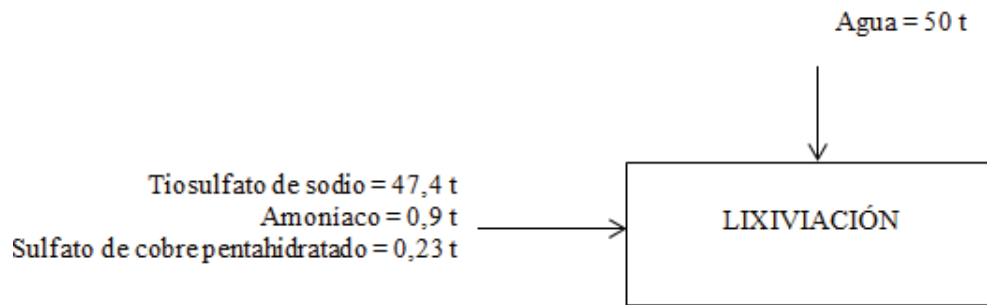


Figura 3.29. Balance de masa en lixiviación

Según los resultados obtenidos en los ensayos de laboratorio se requiere concentraciones de: 1,5 M (237 g/L) de tiosulfato de sodio; 0,1 M de amoníaco y 6 mM (1,50 g/L) de sulfato de cobre pentahidratado. Por lo tanto la cantidad a añadir de los reactivos en el arranque de la planta son:

$$\text{Cantidad de Agua a añadir} = 100 \text{ t} \times \frac{66,67 \% \text{ agua}}{33,33 \% \text{ sólidos}} = 200 \text{ t H}_2\text{O} \quad [3.11]$$

Pero como la pulpa ya viene con agua del proceso de molienda entonces se debe descontar esa cantidad de agua:

$$\text{Cantidad de Agua a añadir} = 200 \text{ t} - 150 \text{ t} = 50 \text{ t H}_2\text{O} \quad [3.12]$$

La cantidad de reactivos se añaden de acuerdo a las concentraciones ya mencionadas. La cantidad de tiosulfato de sodio a añadir es imprescindible para disolver el oro contenido en la pulpa que viene del proceso de molienda. La cantidad de tiosulfato a agregar es:

$$m_{\text{tiosulfato}} = 237 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{200 \text{ m}^3}{1000 \text{ kg}} \times 1 \text{ t} = 47,4 \text{ t} \quad [3.13]$$

La masa de sulfato de cobre pentahidratado a añadir es la siguiente:

$$m_{\text{Sulfato de Cu}} = 1,497 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{200 \text{ m}^3}{1000 \text{ kg}} \times 1 \text{ t} = 0,2994 \text{ t} \quad [3.14]$$

En cuanto al volumen de amoníaco a agregar, se considera una concentración del 28% en volumen a una temperatura de 20 °C por lo que su densidad sería de 898 kg/m³.

$$V = \frac{M \times Pm \times V_{sol}}{\% \times \delta} = \frac{0,1 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \times 17 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \times 200000 \text{ L}}{0,28 \times 0,8980 \frac{\text{g}}{\text{mL}}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{10^6 \text{ mL}} = 1,35 \text{ m}^3 \quad [3.15]$$

Donde:

M: concentración molar de amoníaco líquido en solución

Pm: peso molecular de amoníaco

Vsol: volumen de solución

%: porcentaje en volumen de amoníaco líquido a agregar

δ: densidad de amoníaco líquido

La ley del mineral utilizado es de 10,93 g/t y, de acuerdo a los resultados obtenidos en los experimentos de lixiviación, la recuperación de oro es del 80,96 %. Es así que la cantidad de oro en el lixiviado queda de la siguiente manera:

$$m_{Au} = 100 \text{ t} \times \frac{10,93 \text{ g Au}}{\text{t}} \times 0,8096 = 884,89 \text{ g Au} \quad [3.16]$$

Al añadir el relave de flotación iónica que ya contiene los reactivos necesarios para la lixiviación, la cantidad de agua que se debe agregar disminuye.

$$\text{Relave de Flotación} = 200 \text{ t H}_2\text{O} \times 0,4017 = 80,34 \text{ t H}_2\text{O} \quad [3.17]$$

El 40 % del lixiviado es reciclado después del proceso de flotación iónica.

Como se obtiene más cantidad de agua de la que se necesita, el relave de flotación iónica se envía a un tanque de almacenamiento y solo 50 toneladas de solución se transfieren a los tanques agitados.

La cantidad de tiosulfato de sodio a añadir ahora se reduce a:

$$m_{\text{tiosulfato}} = 47,4 \text{ t} - 237 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{(50)\text{m}^3}{1000 \text{ kg}} \times 1 \text{ t} = 35,55 \text{ t} \quad [3.18]$$

La masa de sulfato de cobre pentahidratado también es reducida a:

$$m_{\text{Sulfato de Cu}} = 47,4 \text{ t} - 1,497 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{(50) \text{ m}^3}{1000 \text{ kg}} \times 1 \text{ t} = 0,22455 \text{ t} \quad [3.19]$$

El volumen de amoníaco también disminuye al utilizar el reciclaje de flotación iónica. No obstante, el amoníaco es muy volátil por lo que siempre se debe revisar el pH de la solución antes de añadir más o menos volumen de dicho reactivo.

$$V = 1,35 \text{ m}^3 - \frac{M \times Pm \times Vsol}{\% \times \delta} \quad [3.20]$$

$$V = 1,35 \text{ m}^3 - \frac{0,1 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \times 17 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \times 50000 \text{ L}}{0,28 \times 0,8980 \frac{\text{g}}{\text{mL}}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{10^6 \text{ mL}} = 1,01 \text{ m}^3 \quad [3.21]$$

3.4.3.5. Filtración

Se asume que todo el mineral sólido queda retenido en la torta y que solo pasa la solución preñada que contiene los reactivos de lixiviación y el oro disuelto. La cantidad de solución preñada que es conducida al proceso de flotación iónica, es el resultado de retirar todo el mineral sólido de la pulpa.

$$\text{Solución preñada} = \text{Pulpa} - \text{Relave} \quad [3.22]$$

$$\text{Solución preñada} = 348,9 \text{ t} - 100 \text{ t} = 248,9 \text{ t} \quad [3.23]$$

En la Figura 3.30 se muestra el balance de masa en el proceso de filtración.

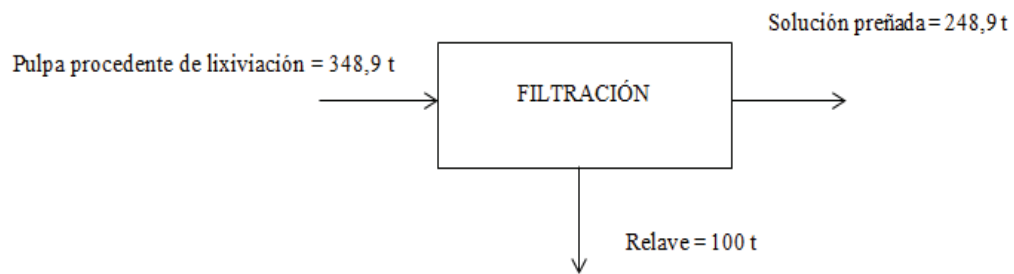


Figura 3.30. Balance de masa en filtro prensa

3.4.3.6. Flotación iónica

En la Figura 3.31 se muestra el balance de masa global del proceso de flotación iónica.

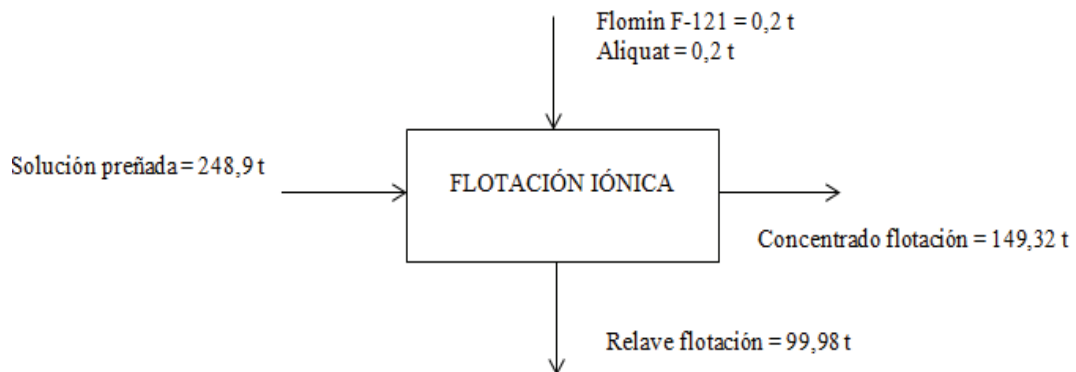


Figura 3.31. Balance de masa en celdas de flotación

Según los datos obtenidos en los ensayos de laboratorio se sabe que el 60 % de la solución preñada flota y que la cantidad restante se queda como relave. La concentración de los reactivos de flotación es del 0,1 % por lo tanto:

$$m_{Aliquat} = 200 \text{ t sol} \times \frac{0,1}{100} = 0,2 \text{ t} \quad [3.24]$$

$$m_{Flomin} = 200 \text{ t sol} \times \frac{0,1}{100} = 0,2 \text{ t} \quad [3.25]$$

La cantidad de agua en el relave de flotación iónica es el 40 % del lixiviado original.

$$\text{Relave de Flotación} = 200 \text{ t H}_2\text{O} \times 0,4017 = 80,34 \text{ t H}_2\text{O} \quad [3.26]$$

Si se considera que los reactivos de flotación se van con la corriente de concentrado, entonces el relave de flotación tiene los siguientes componentes:

$$m_{\text{tiosulfato}} = 237 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{(80,34) \text{ m}^3}{1000 \text{ kg}} \times 1 \text{ t} = 19,04 \text{ t} \quad [3.27]$$

$$m_{\text{Sulfato de Cu}} = 1,497 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{(80,34) \text{ m}^3}{1000 \text{ kg}} \times 1 \text{ t} = 0,120 \text{ t} \quad [3.28]$$

$$V_{\text{Amoniaco}} = \frac{M \times Pm \times V_{\text{sol}}}{\% \times \delta} = \frac{0,1 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \times 17 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \times 80340 \text{ L}}{0,28 \times 0,8980 \frac{\text{g}}{\text{mL}}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{10^6 \text{ mL}} = 0,543 \text{ m}^3 \quad [3.29]$$

La cantidad de agua en el concentrado de flotación resulta de la diferencia entre la solución preñada y el relave de flotación.

$$\text{Relave de Flotación} = 200 \text{ t H}_2\text{O} - 80,34 \text{ t H}_2\text{O} = 119,66 \text{ t H}_2\text{O} \quad [3.30]$$

Los componentes del concentrado de flotación quedan de la siguiente manera:

$$m_{\text{tiosulfato}} = 47,4 \text{ t} - 19,04 \text{ t} = 28,36 \text{ t} \quad [3.31]$$

$$m_{\text{Sulfato de Cu}} = 0,2994 \text{ t} - 0,120 \text{ t} = 0,1794 \text{ t} \quad [3.32]$$

$$V_{\text{Amoniaco}} = 1,35 \text{ m}^3 - 0,543 \text{ m}^3 = 0,807 \text{ m}^3 \quad [3.33]$$

Los ensayos realizados en el laboratorio mostraron que el 84 % del oro disuelto en la solución preñada se recupera en el concentrado de flotación iónica.

Por lo tanto la masa de oro en dicha corriente es:

$$m_{Au} = 884,89 \text{ g} \times 0,8435 = 746,40 \text{ g} \quad [3.34]$$

3.4.3.7. Balance de masa en celdas electrolíticas

En este proceso se obtienen cátodos de oro del 95 % de pureza y la recuperación del oro es del 82 %.

$$m_{Au} = 746,40 \text{ g} \times 0,8222 = 613,69 \text{ g} \quad [3.35]$$

En un día de cosecha se tiene alrededor de 613,69 g de oro los cuales son refinados en un horno y se les da forma de lingotes. En la Tabla 3.12 se muestra un listado de los equipos que se emplearían en la planta de recuperación de oro con tiosulfato de sodio. En la Figura 3.32 se muestra el diagrama de flujo del proceso.

Tabla 3.12. Listado de equipos en planta

Área	Número	Equipo	Nomenclatura
Reducción de Tamaño	1	Trituradora de mandíbulas	TR-102
		Tamiz vibratorio 1	T-101
		Trituradora de cono	TR-104
		Tamiz vibratorio 2	T-103
Molienda	2	Molino de bolas	M-201
		Hidrociclón	CL-202
		Tanque sumidero	TN-203
		Silo de almacenamiento	TN-204
Lixiviación y Flotación	3	Tanques de lixiviación	LIX-301
		Tanque de almacenamiento de relave	TN-308
		Filtro prensa	F-306
		Banco de celdas de flotación	CF-307
Refinación	4	Celdas de electrólisis	EL-401
		Horno	H-402

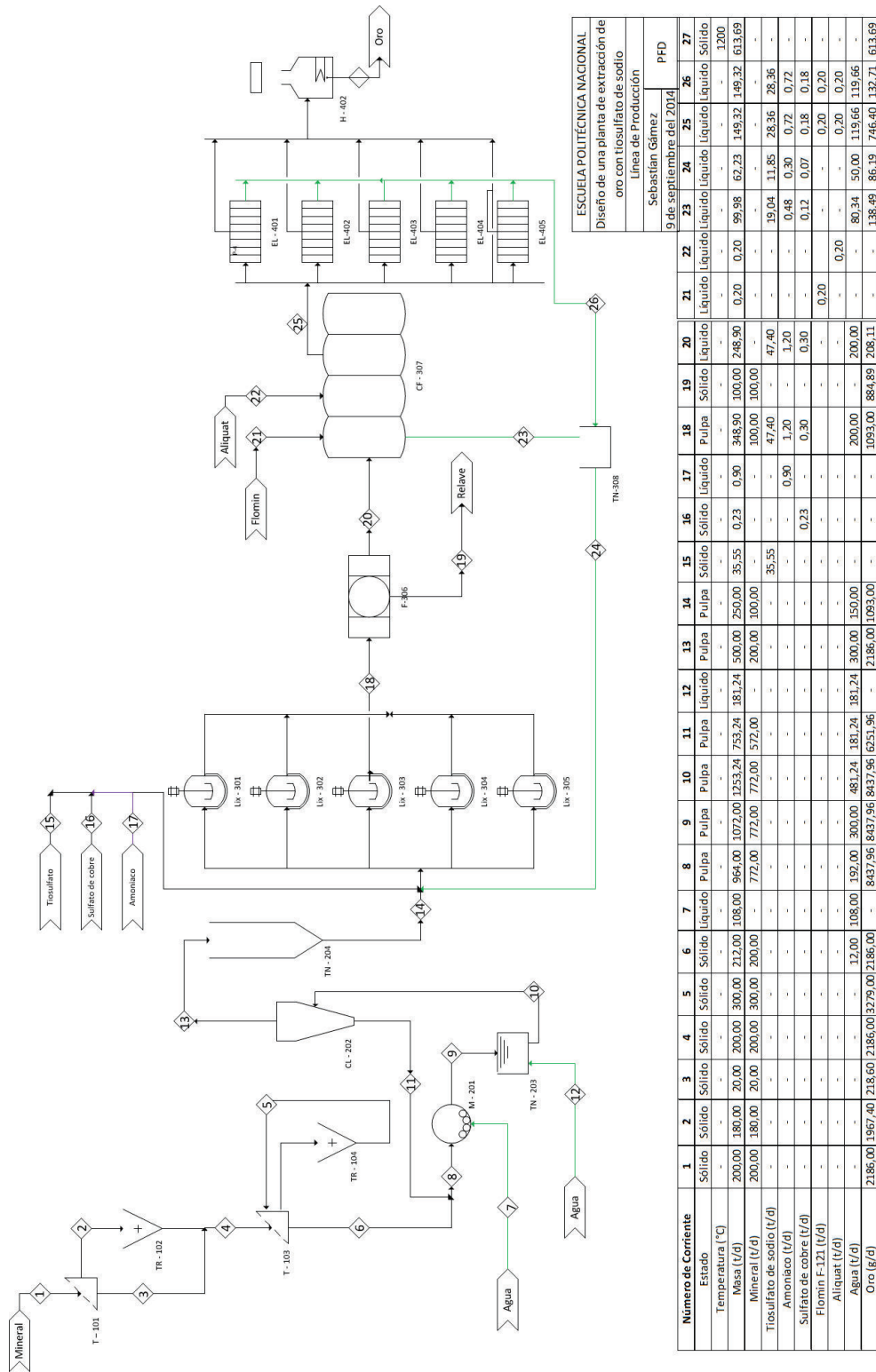


Figura 3.32. Diagrama de flujo del proceso de extracción de oro con soluciones amoniacaes de tiosulfato en presencia de Cu²⁺

3.4.4. DISEÑO DE EQUIPOS

Las trituradoras de mandíbulas y de cono se seleccionaron de catálogos al utilizar el tamaño de partícula que tendría el mineral a la entrada y a la salida de cada etapa del proceso de reducción de tamaño. Para el diseño de tamices se utilizaron las constantes de la Tabla 3.13.

Tabla 3.13. Constantes para diseño de tamices

Abertura (mm)	177,80	139,70	88,90	25,40	9,52	2,36	0,84
C (t/ft ² h)	18,0	14,8	10,0	5,5	3,2	1,1	0,5

(de la Torre, 2010, p. 161)

Para obtener el área de tamizado de los tamices se divide el flujo para la constante de tamizado. En el caso del tamiz a emplear en el circuito de trituración primaria se requiere que este posea una abertura de 3 cm, por lo tanto la constante a utilizar es 7,3 t/ft² h.

$$flujo = 200 \frac{t}{d} \times \frac{1 d}{24 h} = 8,33 \frac{t}{h} \quad [3.36]$$

$$\text{Área de Tamizado} = \frac{8,33 \frac{t}{h}}{7,3 \frac{t}{ft^2 h}} = 1,14 ft^2 \quad [3.37]$$

El tiempo de operación será el mismo que el de la trituradora primaria. En el circuito de trituración secundaria se requiere una abertura de tamiz de 1,27 cm. Es así que se debe emplear una constante de 3,66 t/ft² h.

$$flujo = (200 + 300) \frac{t}{d} \times \frac{1 d}{24 h} = 20,83 \frac{t}{h} \quad [3.38]$$

$$\text{Área de Tamizado} = \frac{20,83 \frac{t}{h}}{3,66 \frac{t}{ft^2 h}} = 5,69 ft^2 \quad [3.39]$$

Se seleccionan los tamices vibratorios en catálogos según el área de tamizado.

3.4.4.1. Diseño de molino de bolas

Para el diseño del molino de bolas se considera que la longitud del mismo es igual a su diámetro. A partir de la siguiente ecuación, que relaciona la potencia que tendría el equipo con el diámetro del mismo, se calculan las dimensiones del equipo.

$$P = 8,44 \times D^{2,5} \times K_L \times K_{SP} \times K_{Mt} \quad [3.40]$$

Donde:

P : potencia del molino

D : diámetro del molino

K_L : factor de carga

K_{SP} : factor de velocidad

K_{Mt} : factor de tipo de molino

El factor de velocidad está en función del porcentaje de velocidad crítica que posee el molino, mientras que el factor de carga está en función del porcentaje de carga dentro del molino. En la Tabla 3.14 se muestran los parámetros para calcular las dimensiones del molino de bolas.

Tabla 3.14. Parámetros para el cálculo de dimensiones del molino de bolas

Porcentaje de velocidad crítica (%)	72
Porcentaje de carga (%)	38
Factor de carga	5,00
Factor de velocidad	0,21
Factor de tipo de molino	1,00

Para aplicar la ecuación 3.40 se debe tener como dato la potencia que tendría el molino de bolas. Con el fin de determinar la potencia del equipo se debe utilizar la ecuación de Bond considerando que el índice de Bond en este caso es de 16 kWh/st, donde "st" indica toneladas métricas.

De acuerdo a la ecuación de Bond se tiene que:

$$E = Wi \times \left(\frac{10}{\sqrt{p}} - \frac{10}{\sqrt{f}} \right) \quad [3.41]$$

Donde:

Wi : índice de Bond

p : d_{80} del producto que sale del molino

f : d_{80} de la alimentación al molino

El tamaño de partícula del mineral que entra al molino es de 1,27 cm mientras que el producto final debe tener un tamaño de partícula de 100 μm . Junto con el índice de Bond, se aplica la ecuación 3.41 con el fin de determinar la energía consumida en el proceso de molienda.

$$E = 16 \frac{\text{kWh}}{\text{st}} \times \left(\frac{10}{\sqrt{100}} - \frac{10}{\sqrt{12700}} \right) = 17,18 \frac{\text{kWh}}{\text{st}} \quad [3.42]$$

Al multiplicar la energía del molino por el flujo se obtiene la potencia del equipo.

$$\text{flujo} = \frac{\text{Potencia}}{E} \quad [3.43]$$

$$\text{Potencia} = 17,18 \frac{\text{kWh}}{\text{ston}} \times \frac{200 \text{ ton}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \times \frac{907 \text{ ston}}{1000 \text{ ton}} = 3116,43 \text{ kW} \quad [3.44]$$

Al reemplazar la potencia del molino en la ecuación 3.40 se obtienen las dimensiones del molino de bolas.

$$D^{2,5} = \frac{3116,43}{8,44 \times 5 \times 0,21 \times 1} \quad [3.45]$$

$$D^{2,5} = 351,66 \quad [3.46]$$

$$D = 10,43 \text{ m} \quad [3.47]$$

La longitud del molino de bolas es igual que su diámetro.

3.4.4.2. Características de tanques de lixiviación

En la Tabla 3.15 se muestran las principales características de los tanques agitados a utilizar en el proceso de lixiviación.

Tabla 3.15. Características de tanque de agitación

Masa de pulpa (kg)	69 780
Densidad de pulpa (kg/m ³)	1 104
Presión (psi)	7,4
Temperatura (°C)	20
Material Elegido	AISI 304
Resistencia de Diseño (psi)	23 931,23
Eficiencia de soldadura	0,85
Diámetro de tanque (m)	4,72
Altura de tanque (m)	4,72
Tipo de fondo	Toriesférico
Altura de fondo (m)	0,96
Tipo de impulsor	Vertical blade
Número de deflectores	4
Potencia Consumida (kW)	3,66
Volumen de tanque (m ³)	90,68
Sobredimensionamiento (%)	30,29
Número de Tanques	5

La Tabla 3.15 indica que los 5 tanques agitados poseen un volumen de 90,68 m³ cada uno. El material elegido es el acero AISI 304 por ser un material que posee tanto resistencia a la corrosión como resistencia mecánica. Los tanques agitados no tienen tapa en la parte superior con el fin de permitir el ingreso de aire. La entrada de oxígeno desde el medio ambiente, permite que se dé una adecuada lixiviación al oxidar los iones cuprosos. Los tanques emplean impulsores de cuchillas verticales ideales para levantar la pulpa y evitar que esta precipite en el

fondo del tanque. Además cada tanque posee cuatro deflectores los cuales se encargan de crear turbulencia. Los deflectores favorecen la mezcla perfecta lo que evita que se formen puntos muertos en el interior de los tanques agitados, de esta forma se favorece una mejor agitación durante el proceso de lixiviación. Cada tanque tiene un sobredimensionamiento del 30% por razones de seguridad.

3.4.4.3. Características de banco de filtro prensa

El equipo utilizado para el proceso de filtración es el filtro prensa con las dimensiones mostradas en la Tabla 3.16.

Tabla 3.16. Especificaciones del filtro prensa

Ancho (m)	2,31
Longitud (m)	7,30
Espesor (m)	2,75
Capacidad (L)	46 373,25
Presión (bar)	7 - 100
Potencia (kW)	22
Dimensiones placa (mm)	1 000 × 1 000

El flujo de pulpa que viene de cada tanque agitado es unido en una tubería principal o manifold. La pulpa total es conducida hacia el filtro prensa el cual opera durante ocho horas con una carga. El equipo posee su propia bomba de lodos utilizada para crear una presión de hasta 100 bar al momento en que la pulpa ingresa en el equipo.

3.4.4.4. Características de banco de celdas de flotación

Las celdas de flotación se encargan de concentrar todo el oro disuelto en la corriente que rebosa conocido como concentrado de flotación iónica. Se emplea en total cuatro celdas y el tiempo de residencia en cada celda es de 10 minutos.

Las características del banco de celdas de flotación se muestran en la Tabla 3.17.

Tabla 3.17. Especificaciones de banco de celdas de flotación

Número de celdas	4
Volumen de celda (m ³)	3,00
Altura celda (m)	2,79
Diámetro celda (m)	1,70
Potencia (kW)	11
Requisito de aire (m ³ /min)	2

Las dimensiones de las celdas de flotación se determinaron con base al flujo de solución que proviene del proceso de filtración. Con el volumen calculado se elige de catálogo la celda de flotación más adecuada.

3.4.4.5. Características de celda electrolítica

Para el proceso de electrólisis se emplearían cinco celdas las cuales se encargarían de precipitar el oro contenido en la corriente del concentrado de flotación iónica el cual proviene del banco de celdas de flotación. Las dimensiones de las celdas electrolíticas utilizadas para la deposición del oro disuelto se indican en la Tabla 3.18.

Tabla 3.18. Características de celda electrolítica

Densidad de corriente (A/m ²)	100
Voltaje (V)	1,5
Tiempo de operación (h)	3
Largo (m)	8,8
Ancho (m)	1,8
Potencia (kW)	1,99

En el Anexo VI se presentan las características y dimensiones de los equipos en planta y en el Anexo VII se muestran los cálculos para el diseño de los mismos.

3.4.5. BALANCE DE ENERGÍA

Con la potencia de cada uno de los equipos y los tiempos de operación en cada uno de los procesos, se obtiene la energía consumida durante un día de realizado el proceso de recuperación de oro. En la Tabla 3.19 se resume el balance de energía de la planta de extracción de oro con soluciones amoniacales de tiosulfato de sodio.

Tabla 3.19. Balance de energía en la planta de recuperación de oro

Equipos	Unidades	Potencia (kW)	Tiempo de operación (h)	Energía consumida (kWh)
Trituradora de mandíbulas	1	15,00	9,00	135,00
Trituradora de cono	1	30,00	13,00	390,00
Tamiz Vibratorio	2	6,71	22,00	295,24
Molino de bolas	1	3 116,43	24,00	74 794,32
Banda transportadora	2	15,00	24,00	720,00
Tanques de lixiviación	5	3,66	1,00	18,30
Hidrociclón	1	0,24	24,00	5,76
Filtro prensa	1	22,00	8,00	176,00
Compresor	1	11,00	8,00	88,00
Bomba para lodos	7	3,00	24,00	504,00
Celdas de flotación	4	11,00	1,00	44,00
Celdas electrolíticas	5	1,99	3,00	29,90
Horno de fusión	1	4,50	1,00	4,50
Consumo total de energía (kWh)				77 205,02

Como se puede observar en la Tabla 3.19, el proceso de molienda es la operación que más energía consume. Tal consumo de energía se ve incrementado por su tiempo de operación el cual es de 24 horas. Cabe resaltar que los resultados mostrados en la Tabla 3.19 reflejan el consumo de energía de cada equipo durante un día de proceso.

Con las dimensiones establecidas de cada uno de los equipos, en la Figura 3.33 se muestra un diagrama de la distribución en planta de cada uno de ellos.

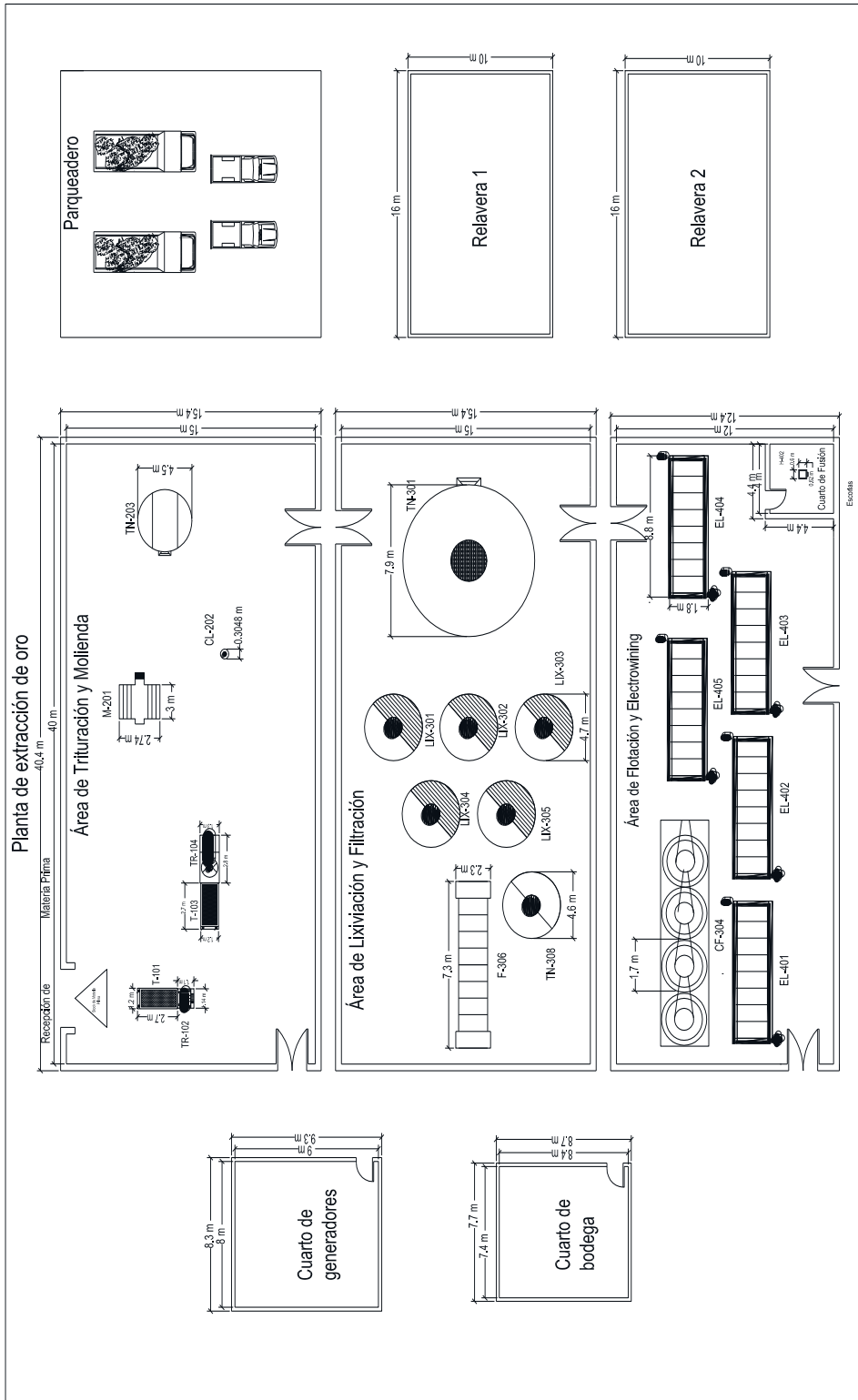


Figura 3.33. Diagrama lay out en planta

3.4.6. DISTRIBUCIÓN DE PERSONAL EN PLANTA

La planificación de la producción se realizó con base a los tiempos de operación de cada uno de los procesos. Se consideró que la planta trabaja durante los 7 días de la semana todos los meses del año. En el proceso de trituración primaria los operarios realizarían el control permanente de la alimentación a la trituradora de mandíbulas. También verificarían el adecuado funcionamiento de las bandas transportadoras. Las mismas tareas deben realizar los trabajadores del proceso de trituración secundaria

En el proceso de molienda los operarios se dedicarían al control de banda transportadora de alimentación de mineral que entra al molino de bolas. Además verificarían la descarga de la pulpa al tanque que disminuye el porcentaje de sólidos. En cuanto al proceso de lixiviación, los trabajadores se encargarían del control de la alimentación de la pulpa y la descarga del lixiviado de los tanques agitados. También realizarían la adición de los reactivos de lixiviación y el control de pH del lixiviado mediante la adición de amoníaco líquido.

En el proceso de filtración los operarios realizarían el lavado de las placas del filtro prensa una vez que la pulpa sea filtrada. Igualmente los trabajadores se encargarían de verificar la entrada de la pulpa al filtro y la salida del lixiviado. El relave sólido sería llevado a relaveras para su posterior disposición.

En el proceso de flotación, los obreros tendrían la misión de añadir los reactivos requeridos para concentrar el oro. Deberían verificar que los tiempos de residencia del lixiviado en cada celda de flotación sean los determinados en la planificación. Por último, deben encargarse de enviar el relave de flotación iónica al tanque de almacenamiento de relave para su posterior reciclo al proceso de lixiviación.

Finalmente, los operarios en las celdas electrolíticas se encargarían del control del proceso de deposición de oro. Deben verificar que las condiciones de operación sean las establecidas con anterioridad y que los lodos anódicos sean

purgados de las celdas. Al final, realizarían el raspado de los cátodos de acero inoxidable para enviar el material sólido al proceso de fusión en donde se obtienen los lingotes de oro. En la Tabla 3.20 se muestran la cantidad de operarios que se requieren para el normal funcionamiento de la planta.

Tabla 3.20. Turnos y horarios del personal

Procesos	Cantidad de operarios	Turnos	Horarios
Trituración primaria	4	1	07h00 - 16h00
Trituración secundaria	8	2	07h00 - 13h30
			13h00 - 20h00
Molienda	12	3	07h00 - 15h00
			15h00 - 23h00
			23h00 - 07h00
Lixiviación y filtración	8	1	07h00 - 16h00
Flotación, electrólisis y fusión	25	1	16h00 - 23h00

Se requieren mayor cantidad de operarios en la última fase del proceso debido a que se necesitan por lo menos cinco trabajadores por celda electrolítica para raspar todo el oro depositado de cada uno de los cátodos. Cabe resaltar que cada mes los operarios rotan de un área de producción a otra con el fin de dar mayor versatilidad al proceso y más experiencia a cada uno de los trabajadores.

A más de los obreros en planta se requerirán de dos tecnólogos para trabajar en laboratorio. Dichos tecnólogos deben encargarse de los análisis de cada una de las corrientes del proceso en especial las del proceso de lixiviación. Dichos tecnólogos deberán encargarse del control de la planta durante su funcionamiento para evitar fallas que pudieran ir en contra de los plazos fijados para la producción de los lingotes de oro. También deben estar involucrados tres cocineros para que elaboren las comidas que de los operarios durante la jornada de trabajo, y dos secretarias para el recibo y envío de documentos. En la Figura 3.34 se muestra el diagrama de Gantt del proceso de recuperación de oro.

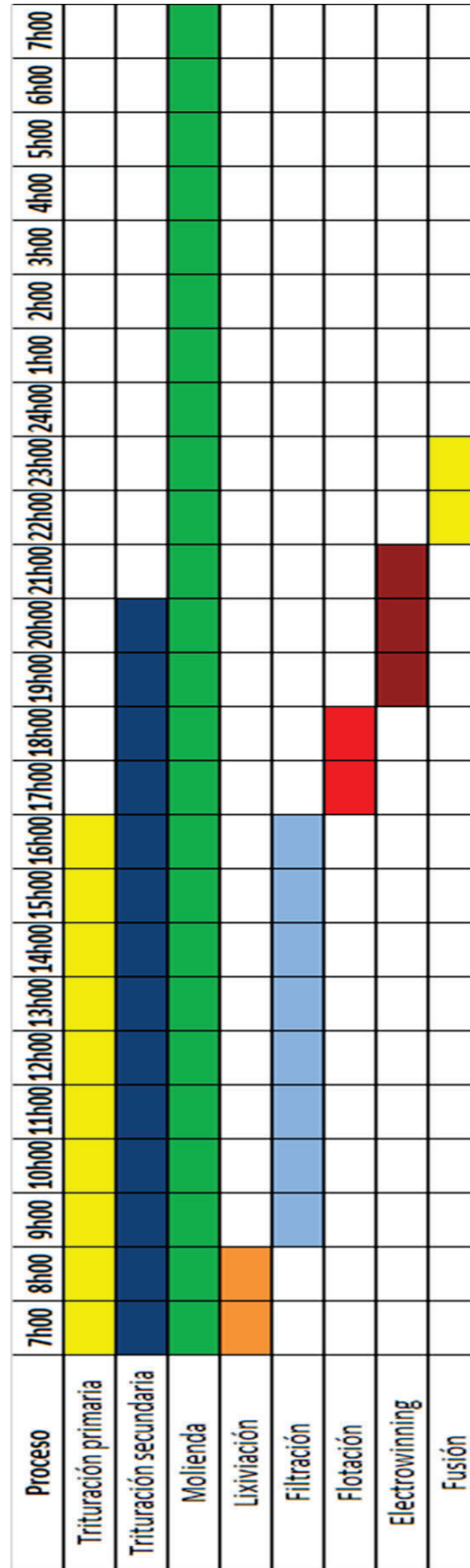


Figura 3.34. Diagrama de Gantt para la planificación de la producción

3.5. EVALUACIÓN DE PRE-FACTIBILIDAD DE LA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE ORO CON TIOSULFATO DE SODIO

Para la implementación de la planta de extracción de oro con tiosulfato de sodio como lixiviante, se deben determinar los costos asociados con la inversión para la puesta en marcha del proyecto, los flujos de efectivo proyectados a 10 años y el valor residual que tendría la planta al final del décimo año. Se debe tener en cuenta que el único ingreso del proyecto proviene de la venta del de lingotes de oro.

3.5.1. INVERSIÓN

En cuanto a la inversión que requiere la planta se necesita considerar los costos de compra del terreno, los costos de los reactivos para el arranque de la planta, los costos de maquinaria y los costos de las edificaciones. La cantidad de reactivos necesarios para el arranque de la planta se obtuvo de los balances de masa y la cantidad de dinero a invertir en este rubro se detalla en la Tabla 3.21.

Tabla 3.21. Inversión en reactivos

Reactivo	Cantidad (t)	Costo por peso (USD/t)	Costo total (USD)
Tiosulfato de sodio	47,40	280	13 272,00
Amoniaco	1,35	360	486,00
Sulfato de cobre pentahidratado	0,30	130	38,92
Aliquat	0,20	8 000	1 600,00
Flomin F-121	0,20	1 430	286,00
		Total	15 682,92

La maquinaria que se requiere para extraer el oro del mineral y poder procesarlo hasta convertirlo en lingotes de oro, está en concordancia a lo expuesto en el diagrama PFD del proceso. El precio de cada uno de la maquinaria y los equipos necesarios para el normal funcionamiento de la planta se obtuvieron de

cotizaciones formales a proveedores. En la Tabla 3.22 se presenta el precio de cada equipo y el costo total de la inversión en maquinaria.

Tabla 3.22. Inversión en maquinaria

Maquinaria	Unidades	Costo maquinaria (USD)	Costo total (USD)
Trituradora de mandíbulas	1	22 000	22 000
Trituradora de cono	1	20 000	20 000
Tamiz vibratorio	2	17 000	34 000
Molino de bolas	1	100 000	100 000
Banda transportadora	2	6 000	12 000
Tanques de lixiviación	5	25 000	125 000
Hidrociclón	1	1 000	1000
Filtro prensa	1	30 000	30 000
Silo de almacenamiento	1	50 000	50 000
Tanque de almacenamiento de agua	1	20 000	20 000
Bomba para lodos	7	5 000	35 000
Celda de flotación	4	17 000	68 000
Celda electrolítica	5	15 000	75 000
Espectrofotómetro UV-Vis	1	5 000	5 000
Espectrofotómetro de absorción atómica	1	35 000	35 000
Horno de fusión	1	15 000	15 000
		Costo total (\$)	1 322 000

Los costos asociados a los activos diferidos con aquellos que tienen que ver con los gastos de constitución de la empresa, los permisos municipales y ambientales. En este rubro, se deben incurrir en costos como registros y permisos para la implementación de la planta de recuperación de oro con soluciones amoniacaes de tiosulfato de sodio. Por último, se consideran también los costos del terreno que se adquiriría en la zona de Intag para la instalación de la planta, y los costos de las edificaciones necesarias. Cabe resaltar, que al tratarse de un proyecto minero, las edificaciones que se requieren no incluyen el área administrativa debido a que solo se toma en cuenta el área de producción al ser esta la más importante.

En las Tablas 3.23 y 3.24 se muestran la inversión en activos diferidos y la inversión total.

Tabla 3.23. Inversión en activos diferidos

Ítem	Costo (USD)
Gastos de constitución	500
Registro de nombre	90
Acuerdo ministerial	10
Registro único de contribuyentes	10
Garantía	900
Permiso municipal	200
Permiso ambiental	200
Plan de manejo ambiental	100
Costo total (USD)	2 010

Tabla 3.24. Inversión total

Inversión	Costo (USD)
Reactivos para arranque	15 682,92
Maquinaria	1 322 000,00
Edificaciones	80 000,00
Terreno	200 000,00
Activos diferidos	2 010,00
Inversión total (USD)	1 619 692,92

3.5.2. COSTOS VARIABLES DE PRODUCCIÓN

Los costos variables de producción están asociados con los servicios industriales que se requiere para el procesamiento de las 100 t/d de mineral. A más de los reactivos que se necesitarían para el funcionamiento de la planta, se requiere energía eléctrica para los equipos, el suministro de agua y el combustible requerido para la fusión de los lingotes de oro. El costo energético se calculó partir del balance de energía de la planta, considerando que el kWh cuesta 0,08 USD. La cantidad de agua que se necesita en la planta se determinó en el

balance de masa. Se considera que el diésel cuesta 0,29 USD el litro y que el agua cuesta 0,50 USD el metro cúbico. Por último se considera que el costo de procesamiento de mineral es de aproximadamente de 75 USD por tonelada.

En la Tabla 3.25 se muestran los costos asociados a servicios industriales.

Tabla 3.25. Costos variables en servicios industriales

Servicio industrial	Cantidad anual	Costo	Costo Total (USD)
Agua	105 572,60 (m ³)	0,50 (USD/m ³)	52 786,30
Energía eléctrica	28 179 833,21 (kWh)	0,08 (USD/kWh)	2 254 386,66
Diésel	0,06 (L)	0,29 (USD/L)	0,02
Mineral	36 500,00	75,00 (USD/t)	2 737 500,00
		Total	5 044 672,97

En las Tablas 3.26 y 3.27 se indican los costos en insumos y los costos variables totales.

Tabla 3.26. Costos variables de insumos

Reactivo	Cantidad (t)	Costo por peso (USD/t)	Costo total (USD)
Tiosulfato de Sodio	35,55	280	9 954,00
Amoníaco	1,01	360	363,60
Sulfato de Cobre	0,23	130	29,25
Aliquat	0,20	8 000	1 600,00
Flomin F-121	0,20	1 430	286,00
		Costo por día (\$)	12 232,85
		Costo anual (\$)	2 232 495,13

Tabla 3.27. Costos variables totales

Costos variables	Costo (USD)
Servicios Industriales	5 044 672,97
Insumos	2 232 495,13
Total	7 277 168,09

3.5.3. COSTOS FIJOS

Los costos fijos son independientes de la producción que se da en la planta, es decir, son gastos en los que se deben incurrir en todo momento. Los costos fijos están compuestos por los gastos administrativos, los costos de mantenimiento y los salarios del personal de la planta.

En la sección de distribución de personal en planta se determinó la cantidad de trabajadores que se requiere para el buen funcionamiento de la planta de recuperación de oro. El salario que percibe cada trabajador está de acuerdo a la labor que realizan en la planta y al nivel de educación que poseen. En la Tabla 3.28 se resumen los salarios de los trabajadores en la planta.

Tabla 3.28. Salarios de personal en planta

Trabajador	Cantidad	Salario (USD)	Aporte al IESS (USD)	Fondo de reserva (USD)
Gerente de producción	1	3 500,00	390,30	291,60
Tecnólogo	2	1 200,00	133,80	100,00
Secretaria	2	1 000,00	111,50	83,30
Operarios	57	1 000,00	111,50	83,30
Conserjes	10	800,00	89,20	66,60
Guardias	12	1 000,00	111,50	83,30
Choferes	3	900,00	100,40	75,00
Administrador	1	2 500,00	278,80	208,30
Cocineros	3	1 000,00	111,50	83,30

En cuanto a las aportaciones que recibe cada empleado de la planta de extracción de oro con soluciones amoniacales de tiosulfato de sodio con la adición de iones cúprico; se considera las normas para el pago de aportaciones al IESS, fondos de reserva, vacaciones, décimo tercer y décimo cuarto sueldo. El aporte al IESS es del 11,15 % del salario de cada trabajador y el fondo de reserva es el 8,33 % del salario de cada trabajador. El décimo tercer sueldo y vacaciones es un salario completo mientras que el décimo cuarto sueldo es un salario básico unificado.

En la Tabla 3.29 se muestran las aportaciones al IESS de cada trabajador en la planta de recuperación de oro con soluciones amoniacales de tiosulfato de sodio.

Tabla 3.29. Aportaciones de cada trabajador en planta y sueldos anuales totales

Cargo	Décimo tercer (USD)	Décimo cuarto (USD)	Vacaciones (USD)	Sueldo anual total (USD)
Gerente de producción	3 500,00	318,00	3 500,00	57 499,60
Tecnólogo	1 200,00	318,00	1 200,00	39 846,20
Secretaria	1 000,00	318,00	1 000,00	33 311,20
Operarios	1 000,00	318,00	1 000,00	94 9369,20
Conserjes	800,00	318,00	800,00	13 3880,80
Guardias	1 000,00	318,00	1 000,00	19 9867,20
Choferes	900,00	318,00	900,00	45 065,50
Administrador	2 500,00	318,00	2 500,00	41 162,00
Cocineros	1 000,00	318,00	1 000,00	49 966,80
			Costo anual (USD)	1 549 968,56

En la Tabla 3.30 se indican los costos fijos anuales en los que se deben incurrir anualmente.

Tabla 3.30. Costos fijos anuales

Costos fijos	Costo anual (USD)
Salarios	1 549 968,56
Mantenimiento	240 000,00
Gastos administrativos	3 000,00
Costo total (USD)	1 792 968,56

3.5.4. DEPRECIACIÓN

La depreciación se aplica tanto a los equipos y las edificaciones, mientras que el terreno no presenta depreciación. Se considera que la maquinaria que tiene la planta se deprecia en 10 años, mientras que las edificaciones se deprecian en

20 años. Se aplicará el método de depreciación lineal por lo que la depreciación queda según lo mostrado en la Tabla 3.31.

Tabla 3.31. Depreciación de activos

Ítem	Valor (USD)	Período de depreciación (Años)	Depreciación (USD)
Maquinaria	1 322 000	10	132 200
Edificaciones	80 000	20	4 000
		Total (USD)	136 200

3.5.5. INGRESOS DE LA PLANTA

Debido a que la planta solo produce oro, sus ingresos vienen de la venta de lingotes de oro. Se producen 613,69 g de oro cada día por lo que las utilidades anuales serían:

$$613,69 \frac{g \text{ Au}}{\text{día}} \times 365 \text{ días} \times \frac{1225,8 \text{ USD}}{\text{onz Au}} \times \frac{1 \text{ onz Au}}{28,35 \text{ g Au}} = 9\,685\,197,13 \text{ USD} \quad [3.48]$$

Para estimar la tasa de corte necesaria para proyectar los flujos de dinero que tendría el proyecto en los próximos 10 años, se consideran tres tasas de interés que tienen un efecto importante en el proyecto. En la Tabla 3.32 se muestran las tasas de interés que conforman la tasa de oportunidad del presente proyecto.

Tabla 3.32. Tasa de oportunidad del proyecto

Tasa de interés	Valor (%)
Tasa pasiva referencial	5,25
Prima de riesgo	10,00
Tasa de oportunidad	15,25

La tasa pasiva referencial es la tasa de interés que ofrece el Banco Central del Ecuador para inversiones en el sector público. Se consideró además, que este proyecto es de alto riesgo debido a que se trata de la implementación de una

nueva tecnología para la recuperación de oro. Por lo tanto la prima de riesgo se estimó en un 10 %. Se considera entonces, que la tasa de oportunidad de este proyecto es la suma de la tasa pasiva referencial y la prima de riesgo para este tipo de tecnología.

3.5.6. AMORTIZACIÓN DE PRÉSTAMO

El proyecto se financiaría con un 40 % de recursos propios y el resto de la inversión debería cubrirse con un préstamo bancario. La tasa de interés para el pago del préstamo es del 7,67 % y el plazo convenido es de 8 años. En la Tabla 3.33 se muestra la amortización del préstamo.

Tabla 3.33. Amortización de préstamo bancario

Período (años)	Saldo (USD)	Capital (USD)	Interés (USD)	Amortización (USD)
1	850 338,78	121 476,97	74 538,27	196 015,24
2	728 861,81	121 476,97	65 220,98	186 697,95
3	607 384,85	121 476,97	55 903,70	177 380,67
4	485 907,88	121 476,97	46 586,42	168 063,39
5	364 430,91	121 476,97	37 269,13	158 746,10
6	242 953,94	121 476,97	27 951,85	149 428,82
7	121 476,97	121 476,97	18 634,57	140 111,54
8	0,00	121 476,97	9 317,28	130 794,25

3.5.7. FLUJO DE FONDOS

En el flujo de fondos del proyecto se proyectan los flujos netos que se tendrían al final de cada año. Se considera un crecimiento del 3,33 % tanto en ingresos por ventas como en costos variables. Además, el costo de impuestos es el 36,25 % de la utilidad bruta. En la Tabla 3.34 se muestra el flujo de fondos del proyecto para un tiempo de vida de 10 años.

Tabla 3.34. Flujo de fondos del proyecto

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Ingresos por ventas		9685197,13	10004808,64	10334967,32	10676021,25	11028329,95	11392264,83	11768209,57	12156560,49	12557726,99	12972131,98
Costos variables		-7277168,10	-7517314,65	-7765386,03	-8021643,77	-8286358,01	-8559807,83	-8842281,49	-9134076,77	-9435501,31	-9746872,85
Costos fijos		-1792968,56	-1792968,56	-1792968,56	-1792968,56	-1792968,56	-1792968,56	-1792968,56	-1792968,56	-1792968,56	-1792968,56
Intereses		-74533,67	-65216,96	-55900,25	-46583,54	-37266,83	-27950,12	-18633,42	-9316,71		
Utilidad bruta		540526,81	629308,47	720712,48	814825,38	911736,54	1011538,32	1114326,11	1220198,45	1329257,12	1432290,57
Depreciación		-136200,00	-136200,00	-136200,00	-136200,00	-136200,00	-136200,00	-136200,00	-136200,00	-136200,00	-136200,00
Utilidades antes de impuestos		404326,81	493108,47	584512,48	678625,38	775536,54	875338,32	978126,11	1083998,45	1193057,12	1296090,57
Impuestos (36,25%)		146568,47	178751,82	211885,78	246001,70	281132,00	317310,14	354570,72	392949,44	432483,21	469832,83
Utilidad neta		257758,34	314356,65	372626,71	432623,68	494404,54	558028,18	623555,40	691049,01	760573,91	826257,74
Depreciación		136200,00	136200,00	136200,00	136200,00	136200,00	136200,00	136200,00	136200,00	136200,00	136200,00
Inversiones											
Capital de trabajo											
Préstamo											
Amortización		-196003,14	-186686,43	-177369,72	-168053,01	-158736,30	-149419,59	-140102,89	-130786,18		
Valor residual											1360161,88
Flujo neto		197955,20	263870,23	331456,99	400770,67	471868,24	544808,59	619652,51	696462,83	896773,91	2322619,61

Para la elaboración del flujo de fondos se considera que el capital de trabajo tenga un valor igual al 12,35 % de los gastos desembolsables. El valor residual se calcula mediante el método contable mientras que el tiempo de vida del proyecto se estima en 10 años, después del cual se cierra la planta.

3.5.8. INDICADORES FINANCIEROS

Como se puede observar en la Tabla 3.35, el proyecto es rentable debido a que todos los indicadores muestran condiciones favorables. El VAN es mayor a cero, el TIR es mayor a la tasa de oportunidad, el tiempo de recuperación de la inversión es inferior al tiempo de vida del proyecto y la relación costo-beneficio es superior a la unidad.

Tabla 3.35. Indicadores financieros del proyecto

Indicador financiero	Valor
VAN (USD)	782 509,91
TIR (%)	22,46
PR (años)	8,13
B/C	1,44

Por lo tanto se concluye que el proyecto de extracción de oro utilizando tiosulfato de sodio como agente lixivante es rentable y atractivo a inversionistas.

3.5.9. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

En este análisis se varió el precio del oro debido a que es el factor externo más preponderante que puede afectar notablemente la rentabilidad del proyecto. El precio del oro se determina en mercados o en bolsas de valores internacionales por lo que es imperativo conocer cómo afecta la disminución del precio del oro en la rentabilidad del proyecto. En la Tabla 3.36 se reflejan los valores de los distintos indicadores financieros al variar el precio de la onza de oro.

Tabla 3.36. Análisis de sensibilidad

Precio de oro (USD/onza)	VAN (USD)	TIR (%)	PR (años)	B/C
1 100	-2 752 579,22	-11,52	> 10	-0,56
1 200	57 507,53	15,73	11,28	1,03
1 300	2 867 594,27	41,87	12,64	2,62

Como se observa en la Tabla 3.36, el proyecto deja de ser rentable cuando el precio del oro disminuye de 1 200 USD la onza. A 1 100 USD la onza, el VAN es menor a cero y no se llega a recuperar la inversión antes de que finalice el proyecto. Es así que siempre y cuando el precio del oro se mantenga superior a 1 200 USD la onza, el proyecto es rentable y atractivo para inversionistas.

3.5.10. ESTADO DE RESULTADOS

Para la elaboración de este estado financiero no se considera la entrada de accionistas por lo que la utilidad después de impuestos no sería repartida entre inversionistas y las ganancias se quedarían dentro del proyecto. En la Tabla 3.37 se resume el estado de resultado para el primer año de iniciado el proyecto.

Tabla 3.37. Estado de resultados para el primer año

Ítem	Valor (USD)
Ingresos por ventas	10 271 460,49
Costos variables	7 277 168,10
Costos fijos	1 792 968,56
Utilidad bruta	1 201 323,84
Depreciación	136 200,00
Utilidades antes de impuestos	1 065 123,84
Impuestos (36,25 %)	386 107,39
Utilidad neta	679 016,44
Dividendos	0,00
Utilidades retenidas	679 016,44

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. CONCLUSIONES

- La presencia de la cuprotetramina, responsable de catalizar la disolución de oro, se da a valores de pH comprendidos entre 10,0 y 11,0; su beneficio se comprobó en los ensayos realizados a un valor de pH de 10,5 en donde la recuperación de oro fue de 28 %, mientras que a un pH de 12,0; la recuperación de oro disminuye a 18 %.
- Un excesivo incremento de iones cobre puede desembocar en una baja recuperación de oro en el lixiviado, esto se confirmó en los ensayos realizados a una concentración de cobre de 127 y 381 mg/L en los cuales se obtuvieron recuperaciones de oro de 46 y 30 % respectivamente.
- Un aumento en la concentración de tiosulfato de sodio tiene un efecto positivo en la recuperación de oro en el lixiviado, al incrementar la concentración de tiosulfato de 0,2 a 0,4 y 0,7 M se consiguieron recuperaciones de oro de 46, 48 y 81 % respectivamente. Además, al incrementar la concentración del agente lixivante, se consigue el máximo de recuperación de oro a la primera hora de iniciado el proceso, lo que indica que se requiere menos tiempo para disolver el oro contenido en el mineral.
- Al incrementar el porcentaje de sólidos de 15 % a 33 % en los ensayos de lixiviación, la recuperación de oro en el lixiviado baja de 81 % a 24 % para una concentración de tiosulfato de sodio de 0,7 M. Lo que confirma que al aumentar la cantidad de mineral se requiere mayor cantidad del agente lixivante para disolver el oro metálico.
- El tamaño de partícula también afecta notablemente la recuperación de oro en los ensayos de lixiviación, al usar un tamaño de 132 μm la recuperación

de oro fue de 58 % mientras que a un tamaño de partícula de 100 μm la recuperación de oro aumentó a 81 %.

- Una excesiva cantidad de tiosulfato también es perjudicial para la recuperación de oro en los ensayos de lixiviación con soluciones amoniacaes de tiosulfato, al incrementar la concentración del agente lixivante a valores de 1,3 y 1,5 M la recuperación de oro en el lixiviado desciende de 85 % a 75 %.
- La máxima recuperación de oro conseguida en el lixiviado se da a un valor de pH de 10,5; un porcentaje de sólidos del 15 %, una concentración de iones cúprico de 127 mg/L y una concentración de tiosulfato de sodio de 0,7 M. Lo importante de este proceso es que se obtiene un 93 % de recuperación de oro en tan solo una hora de agitación.
- En la lixiviación con soluciones amoniacaes de tiosulfato de sodio se obtienen el máximo de recuperación de oro en la primera hora de iniciado el proceso, mientras que el proceso de cianuración el máximo de recuperación de consigue después de un día de lixiviación.
- Al trabajar con pulpas de 15 % sólidos, se consigue una recuperación de oro de 93 % en la lixiviación con tiosulfato en tan solo una hora, mientras que en la cianuración se obtiene una recuperación de 85 % a las 24 horas de iniciado el proceso.
- Con pulpas de 33 % sólidos la brecha en las recuperaciones de ambos procesos es más pequeña; en una hora de lixiviación con soluciones amoniacaes de tiosulfato de sodio se obtuvo una recuperación de 81 %, mientras que en la cianuración se consiguió una recuperación de 79 % a las 24 horas de agitación.
- La adsorción de oro en carbón activado fue del 40 % luego de dos horas de realizado el proceso a una concentración de carbón activado de 23,8 g/L;

mientras que a una concentración de 60,0 g/L la adsorción de oro desciende a 24 % en el mismo tiempo.

- Al impregnar el 18 % de la superficie del carbón activado con cobre metálico, la recuperación de oro se incrementa de 40 % a 46 % con respecto a la máxima recuperación obtenida en los ensayos de adsorción de oro con carbón activado.
- Con el uso de polvo de cobre de 38 μm de tamaño de partícula, se consiguió una recuperación de oro de 58 % el cual es superior a las recuperaciones obtenidas con carbón activado y carbón activado impregnado con cobre metálico.
- El proceso de flotación iónica es el más efectivo de todas las técnicas de post-recuperación aplicadas en este proyecto debido a que se consiguió la recuperación más alta de oro la cual fue de 84 %.
- La presencia de sulfito de sodio en los ensayos de electrólisis estabiliza el ion tiosulfato al evitar que el complejo oro-tiosulfato precipite en forma de sulfuro de oro. No obstante, la recuperación de oro disminuye de 28 % a 25 %.
- Se puede aplicar la técnica de electrólisis tanto a los lixiviados como a los concentrados de flotación iónica ya que la recuperación de oro en el área catódica fue de 28 % con lixiviados de tiosulfato mientras que la recuperación de oro fue de 29 % al emplear concentrados de flotación iónica.
- Un incremento en la corriente aplicada permite aumentar el porcentaje de recuperación de oro en los experimentos de electrólisis ya que al variar el voltaje de 0,35 a 1,50 V la recuperación de oro en el área catódica se incrementó de 63 % a 82 %.

- Con el fin de procesar 100 t/d del mineral se determinó que se requieren 5 tanques de agitación abiertos en la parte superior para permitir la entrada de aire a fin de oxidar los iones cuprosos a iones cúpricos.
- Se determinó que se requeriría de cinco celdas electrolíticas de 8,8 m de largo y 1,8 m de ancho para someter el concentrado de flotación iónica a electrólisis.
- El proyecto de extracción de oro con tiosulfato de sodio como agente lixivante entregó un VAN de 782 509 USD que, al ser mayor a cero, indica que el proyecto es rentable.
- La tasa interna de retorno que entrega el proyecto es de 22,46 % la cual es superior a la tasa de oportunidad del proyecto (15,25 %). Por lo tanto se puede afirmar que el proyecto es atractivo para inversionistas.

4.2. RECOMENDACIONES

- Se debería efectuar ensayos de lixiviación con la adición de sales de plata para determinar si dicho catión permite acelerar la disolución de oro contenido en el mineral.
- Se recomienda utilizar aditivos como EDTA o CMC para disminuir el consumo de tiosulfato durante los ensayos de lixiviación.
- Se debería ejecutar pruebas de cementación con otros precipitantes como el hierro o el zinc para comprobar si la recuperación de oro mejora con respecto a los ensayos realizados con polvo de cobre.
- Se recomienda utilizar carbón activado impregnado con aminas cuaternarias con el fin de comprobar si ese nuevo tipo de carbón activado es eficiente para extraer oro de los lixiviados amoniacales de tiosulfato.
- Se debería aplicar mayor corriente directa durante los experimentos de electrólisis con la presencia de sulfito de sodio para comprobar si un mayor voltaje permite conseguir más cantidad de oro depositado en la zona catódica.
- Se recomienda realizar los procesos de lixiviación, flotación iónica y electrólisis en una planta piloto para determinar si las condiciones obtenidas en los ensayos a nivel de laboratorio son efectivas a escala piloto.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Alonso-Gómez, A.R. y Lapidus, G.T. (2009). Inhibition of lead solubilization during the leaching of gold and silver in amoniacal thiosulfate solutions (effect of phosphate addition). *Hydrometallurgy*, 99, 89-96.
2. Aylmore, M.G. y Muir, D.M. (2000). Thiosulfate leaching of gold-a review. *Minerals Engineering*, 14(2), 135-174.
3. Aylmore, M.G., Muir, D.M. y Staunton, W.P. (2014). Effect of minerals on the stability of gold in copper ammoniacal thiosulfate solutions - The role of copper, silver and polythionates. *Hydrometallurgy*, 143, 12-22.
4. Banco del Pacífico. (2015). *Tasas de interés pasivas*. Recuperado de https://www.bancodelpacifico.com/files/PDF/TransparenciaInformacion/Tasas_Pasivas2014.pdf (Febrero, 2015).
5. De la Torre, E. (2010). *Pedrito aprende a ser ingeniero* (1ra. Ed.). Quito, Ecuador.
6. De la Torre, E., Erazo, D. y Guevara, A. (2007). Recuperación de metales disueltos mediante flotación iónica, en efluentes cianurados provenientes de minerales auríferos. *Revista Politécnica*, 1(27), 80-88.
7. Doyle, F. (2003). Ion flotation-its potential for hydrometallurgical operations. *International Journal of Mineral Processing*, 72, 387-399.
8. Feng, D. y van Deventer, J.S.J. (2002). The role of heavy metal ions in gold dissolution in the ammoniacal thiosulphate system. *Hydrometallurgy*, 64, 231-246.

9. Feng, D. y van Deventer, J.S.J. (2007). The effect of sulphur species on thiosulphate leaching of gold. *Minerals Engineering*, 20, 273-281.
10. Feng, D. y van Deventer, J.S.J. (2010a). Thiosulphate leaching of gold in the presence of ethylenediaminetetraacetic acid (EDTA). *Minerals Engineering*, 23, 143-150.
11. Feng, D. y van Deventer, J.S.J. (2010b). The effect of iron contaminants on thiosulphate leaching of gold. *Minerals Engineering*, 23, 399-406.
12. Feng, D. y van Deventer, J.S.J. (2010c). Effect of thiosulphate salts on ammoniacal thiosulphate leaching of gold. *Hydrometallurgy*, 105, 120-126.
13. Feng, D. y van Deventer, J.S.J. (2011). Thiosulphate leaching of gold in the presence of carboxymethyl cellulose (CMC). *Minerals Engineering*, 24, 115-121.
14. Fujita, T., Kejun, L., Tai Yen, W., Shibayama, A. y Miyazaki T. (2004). Gold extraction from thiosulfate solution using trioctylmethylammonium chloride. *Hydrometallurgy*, 73, 41-53.
15. Gallaher, N., Hendrix, J., Milosavljevic, E., Nelson, J. y Solujic, L. (1990). Affinity of activated carbon towards some gold (I) complexes. *Hydrometallurgy*, 25, 305-316.
16. Galvin, K., Nicol, S. y Waters, A. (1992). Selective ion flotation of gold. *Colloids and Surfaces*, 64, 21-33.
17. Gudkov, A.S., Zhuchkov, I.A. y Mineev, G.G. (2010). Mechanism and kinetics of sulfite-thiosulfate dissolution of gold. *Metallurgy of rare and noble metals*, 51(5), 393-397.

18. Guerra, E. y Dreisinger, D.B. (1999). A study of the factors affecting copper cementation of gold from ammoniacal thiosulphate solution. *Hydrometallurgy*, 51, 155-172.
19. Haddad, P., Grosse, A., Dicoski, W., y Shaw, M. (2003). Leaching and recovery of gold using ammoniacal thiosulfate leach liquors (a review). *Hydrometallurgy*, 69, 1-21.
20. Hewitt, D.M., Jeffrey, M.I. y Dai, X. y Brunt, S.D. (2010). Ion exchange adsorption and elution for recovering gold thiosulfate from leach solutions. *Hydrometallurgy*, 100, 136-143.
21. Hiskey, J. y Lee, J. (2003). Kinetics of gold cementation on copper in ammoniacal thiosulfate solutions. *Hydrometallurgy*, 69, 45-56.
22. Infante, A. (1988). Evaluación financier de proyectos de inversión. (1 ra. Ed.). Bogotá, Colombia:Norma.
23. Instituto ecuatoriano de normalización. (1993). *Productos químicos industriales. Carbón activado para uso industrial. Determinación del número de yodo*. Norma técnica ecuatoriana obligatoria, Quito, Ecuador. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/ec/ibr/ec.nte.1988.1995.pdf> (Enero, 2015).
24. Jeffrey, M.I. y Breuer, P.L. (2002). An electrochemical study of gold leaching in thiosulfate solutions containing copper and ammonia. *Hydrometallurgy*, 65, 145-157.
25. Jeffrey, M.I., Chu, C.K. y Breuer, P.L. (2003). The impact of thiosulfate oxidation products on the oxidation of gold in ammonia thiosulfate solutions. *Minerals Engineering*, 16, 424-433.

26. Jeffrey, M.I. y Chandra, I. (2004). An electrochemical study of the effect of additives and electrolyte on the dissolution of gold in thiosulfate solutions, *Hydrometallurgy*, 73, 305-312.
27. Jeffrey, M.I., Heath, J.A., Zhang, H.G. y Rumball, J.A. (2008). Anaerobic thiosulfate leaching: Development of in situ gold leaching systems. *Minerals Engineering*, 21, 265-271.
28. Michel, D. y Delgado, E. (2011). Lixiviación de minerales de oro con el uso de tiosulfato: tecnología alterna a la cianuración de minerales de oro. *RIIGEO*, 13(26), 67-72.
29. Muir, D.M. y Aylmore, M.G. (2004). Thiosulphate as an alternative to cyanide for gold processing - issues and impediments. *Mineral Processing and Extractive Metallurgy*, 113, 2-12.
30. Navarro, P., Villarroel, A. y Alguacil, F. (2001). *Lixiviación de oro con tiosulfato de amonio catalizado con ion cúprico desde un concentrado polimetálico*. En Jornadas SAM-CONAMET, Misiones, Argentina. Recuperado de <http://www.materiales-sam.org.ar/sitio/biblioteca/posadas/trabajos/0103.pdf> (Junio, 2014).
31. Navarro, P., Vargas, C., Álvarez, R. y Alguacil, F. (2005). Cementación de oro con polvo de cinc en soluciones de lixiviación con amoníaco-tiosulfato. *Revista de metalurgia*, 41, 12-20.
32. Navarro, P., Vargas, C., Alonso, M. y Alguacil, F. (2006). The adsorption of gold on activated carbon from thiosulfate-ammoniacal solutions. *Gold Bulletin*, 39(3), 93-97.
33. Polat, H. y Erdogan, D. (2007). Heavy metal removal from waste waters by ion flotation. *Journal of Hazardous Materials*, 148, 267-273.

34. Sapag, N. (2011). *Protectos de inversión, formulación y evaluación* (2 da. Ed.). Santiago de Chile, Chile: Pearson.
35. Senanayake, G. (2004). Analysis of reaction kinetics, speciation and mechanism of gold leaching and thiosulfate oxidation by ammoniacal copper(II) solutions. *Hydrometallurgy*, 75, 55-75.
36. Senanayake, G. (2005). Kinetic model for anodic oxidation of gold in thiosulfate media based on the adsorption of $[MS_2O_3]^-$ ion-pair. *Hydrometallurgy*, 76, 233-238.
37. Senanayake, G. (2012). Gold leaching by copper (II) in ammoniacal thiosulfate solutions in the presence of additives. Part I: A review of the effect of hard-soft and Lewis acid-base properties and interactions of ions. *Hydrometallurgy*, 115-116, 1-20.
38. Senanayake, G. y Zhang, X.M. (2012). Gold leaching by copper (II) in ammoniacal thiosulfate solutions in the presence of additives. Part II: Effect of residual Cu (II), pH and redox potentials on reactivity of colloidal gold. *Hydrometallurgy*, 115-116, 21-29.
39. Serrano, J. (2012). *Diseño de una planta para la recuperación de oro de minerales sulfurados con ditionamida como lixiviante de baja toxicidad*. (Proyecto de titulación Previa a la Obtención del Título de Ingeniero Químico no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
40. Tsunekawa, M., Rath, R.K., Hiroyoshi, N. y Hirajima, T. (2003). Ammoniacal thiosulphate leaching of gold ore. *The European Journal of Mineral Processing and Environmental Protection*, 3(3), 344-352.
41. Ubaldini, S., Abbruzzese, C., Fornari, P., Massidda, R. y Vegliò, F. (1995). Thiosulphate leaching for gold hydrometallurgy. *Hydrometallurgy*, 39, 265-276.

42. Vargas, C., Navarro, P., Araya, E., Pávez, F. y Alguacil, F. (2006). Recuperación de oro a partir de disoluciones de amoníaco y tiosulfato utilizando carbón activado. *Revista de metalurgia*, 42(3), 222-233.
43. Wadsworth, M. y Zhu, X. (2003). Kinetics of enhanced gold dissolution: activation by dissolved silver. *Mineral Processing*, 72, 301-310.
44. Wan, R. y LeVier, K. (2003). Solution chemistry factors for gold thiosulfate heap leaching. *Mineral Processing*, 72, 311-322.
45. Webster, J.G. (1986). The solubility of gold and silver in the system Au-Ag-S-O₂-H₂O at 25°C and 1 atm. *Geochimica et Cosmochimica Acta*, 50, 1837-1845.
46. Zelinsky, A.G. y Novgorodtseva, O.N. (2013). EQCM study of the dissolution of gold in thiosulfate solutions. *Hydrometallurgy*, 138, 79-83.
47. Zhao, J., Wu, Z. y Chen, J. (1997). Extraction of gold from thiosulfate solutions with alkyl phosphorus esters. *Hydrometallurgy*, 46, 363-372.
48. Zipperian, D., Raghavan, S. y Wilson, J.P. (1988). Gold and silver extraction by ammoniacal thiosulfate leaching from a rhyolite ore. *Hydrometallurgy*, 19, 361-375.

ANEXOS

ANEXO I

DETERMINACIÓN DEL IÓN TIOSULFATO

Con el fin de determinar la cantidad de tiosulfato disponible a un cierto intervalo de tiempo durante la lixiviación del mineral, se debe aplicar el método conocido como yodimetría. Para tal efecto se debe tener una solución valorada de yodo la cual es titulada por una muestra del lixiviado filtrado previamente.

En cada intervalo de tiempo que se quería conocer la concentración de tiosulfato libre, se retiraba 10 mL del lixiviado el cual era filtrado y colocado en una bureta de 25 mL. Se colocaba en un frasco Erlenmeyer 10 mL de la solución de yodo valorada previamente con una solución de tiosulfato de sodio 0,1 N.

Gota a gota se titulaba la solución de yodo hasta que el color cambie de negro a un tenue amarillo. En dicho momento se añadían tres gotas de solución de almidón al 1 % para cambiar el color de la solución de yodo de amarillo a azul oscuro. Finalmente se continuaba titulado hasta que la solución perdiera su coloración y se anotaba el volumen gastado para realizar los cálculos pertinentes.

EJEMPLO DE CÁLCULO

En un ensayo de lixiviación se utilizó una solución valorada de yodo 0,04 N para determinar la concentración de tiosulfato del lixiviado que en un inicio tenía una concentración de 0,2 M. En la titulación de la solución de yodo se gastó un volumen de lixiviado de 2,2 mL. Para el cálculo de la cantidad de tiosulfato a reponer se empleó la siguiente ecuación:

$$C_{yodo} \times V_{yodo} = C_{tiosulfato} \times V_{tiosulfato} \quad [A1.1]$$

$$C_{tiosulfato} = \frac{10 \text{ mL} \times 0,04 \text{ N}}{2,2 \text{ mL}} = 0,18 \text{ N} \quad [A1.2]$$

Como un mol de tiosulfato equivale a un peso equivalente del mismo, la concentración normal obtenida es la misma concentración molar. Para saber la cantidad de tiosulfato que se tiene, se debe multiplicar la concentración antes calculada por el peso molecular del tiosulfato y el volumen de solución.

$$m_{\text{tiosulfato}} = C_{\text{tiosulfato}} \times Pm_{\text{tiosulfato}} \times V_{\text{sol}} \quad [\text{Al.3}]$$

$$m_{\text{tiosulfato}} = 0,18 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \times 158 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \times 0,5 \text{ L} = 14,36 \text{ g} \quad [\text{Al.4}]$$

La masa de tiosulfato a reponer se obtiene al restar la cantidad de tiosulfato que se tenía al inicio (concentración de tiosulfato 0,2 M) de la cantidad calculada. La cantidad de agente lixiviante que se tenía al inicio es:

$$m_{\text{tiosulfato inicio}} = C_{\text{tiosulfato inicio}} \times Pm_{\text{tiosulfato}} \times V_{\text{sol}} \quad [\text{Al.5}]$$

$$m_{\text{tiosulfato inicio}} = 0,2 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \times 158 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \times 0,5 \text{ L} = 15,8 \text{ g} \quad [\text{Al.6}]$$

La cantidad de agente lixiviante a reponer es:

$$m_{\text{reponer}} = m_{\text{tiosulfato inicio}} - m_{\text{tiosulfato}} \quad [\text{Al.7}]$$

$$m_{\text{reponer}} = 15,8 \text{ g} - 14,36 \text{ g} = 1,44 \text{ g} \quad [\text{Al.8}]$$

ANEXO II

DETERMINACIÓN DE ÁREA SUPERFICIAL DE CARBÓN ACTIVADO

El procedimiento para determinar la superficie del carbón activado de tamaño 4×8 es el siguiente:

- Se debe pulverizar una muestra de carbón activado hasta un tamaño de partícula de 45 μm .
- Se seca la muestra de carbón pulverizado en la estufa a una temperatura de 110 °C por tres horas.
- Se pesa 1 g del carbón pulverizado y se lo coloca en un frasco Erlenmeyer de 250 mL de capacidad.
- Agregar 10 mL de solución de ácido clorhídrico al 5% de concentración en peso y agitar el frasco para humedecer todo el carbón con el ácido.
- Calentar la frasco Erlenmeyer en una plancha de calentamiento hasta el punto de ebullición y mantener así durante 30 segundos.
- Se deja enfriar el frasco Erlenmeyer hasta temperatura ambiente, posteriormente añadir 100 mL de una solución valorada de yodo 0,1 N.
- Se tapa el frasco Erlenmeyer y se agita vigorosamente la mezcla durante 30 segundos más.
- Se filtra el contenido del frasco en un papel filtro Watman No. 2 v.

- Se descarta los primeros 30 mL del filtrado y el resto se recoge en otro frasco Erlenmeyer limpio.
- Se mezcla el filtrado con la ayuda de una varilla de vidrio y se extraen 50 mL del filtrado para la titulación con tiosulfato de sodio.
- Se titulan los 50 mL del filtrado con una solución de tiosulfato de sodio 0,1 N hasta que el color negro del filtrado pase a un color amarillo tenue.
- Añadir 1 mL de solución de almidón y seguir titulando hasta que el color azul desaparezca y la solución sea incolora.
- Anotar el volumen gastado de la solución de tiosulfato de sodio 0,1 N (INEN, 1993, p. 3).

El área superficial se determina de la siguiente manera:

$$\text{Área superficial} = \frac{X}{\text{peso de carbón}} \quad [\text{AII.1}]$$

$$X = C_{yodo} \times 12693 - (2,2 \times C_{tiosulfato} \times 126,93 \times V_{gastado}) \quad [\text{AII.2}]$$

ANEXO III

TAMAÑO DE PARTÍCULA A 37 Y 42 MINUTOS DE MOLIENDA

Muestra	Mineral de Agroindustrial "El Corazón"
Peso mineral (g)	250,3
Tiempo tamizado (min)	15
Tiempo de molienda (min)	37,2

Tabla AIII.1. Tamaño de partícula de mineral a 37 y 42 minutos de molienda

Malla	Diámetro (μm)	% Pasado acumulado (37 min)	% Pasado acumulado (42 min)
60	250	98,36	96,88
80	180	97,28	95,76
100	150	96,36	93,64
140	106	93,99	85,27
200	75	83,50	62,63
270	53	59,91	39,38
400	38	39,93	17,65
Fondo	0	0,00	0,00
d_{80} (μm)		100,00	95,00

ANEXO IV

FICHAS TÉCNICAS DE ENSAYOS DE LIXIVIACIÓN

AIV.1. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #1, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra Mineral de Agroindustrial "El Corazón"

Ensayo 1

Objetivo Recuperar de oro

Condiciones de molienda

Tiempo (min) 37,2 Peso Mineral (kg) 1
 Gravimetría (μm) 100 Sólidos (%) 62,5

Condiciones de lixiviación

Peso Mineral (g) 35,3 Sólidos (%) 15
 Volumen agua (mL) 200 pH inicial: 11,0 Duración (h) 1
 Agitación (RPM) 1 500 Temperatura ($^{\circ}\text{C}$): 17 pH trabajo 10,5
 [Cu] (mM) 2 [NH₃] (M) 0,05

Concentración tiosulfato (M)	Concentración de oro			Recuperación Au (%)
	Solución fuerte (mg/L)	Solución de lavado (mg/L)	Relave (mg/kg)	
0,20	0,34	0,09	4,01	37,82
0,40	0,60	0,14	4,48	48,35
0,70	0,84	0,09	1,20	81,45
1,00	1,23	0,10	0,51	93,66
1,30	1,23	0,12	1,34	85,10
1,50	1,05	0,09	2,06	75,82

AIV.2. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #2, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra Mineral de Agroindustrial "El Corazón"

Ensayo 2

Objetivo Recuperar de oro

Condiciones de molienda

Tiempo (min) 37,2 Peso Mineral (kg) 1
 Gravimetría (µm) 100 Sólidos (%) 62,5

Condiciones de lixiviación

Peso Mineral (g) 250 Sólidos (%) 33,33
 Volumen agua (mL) 500 pH inicial: 12,1 Duración (h) 24
 Agitación (RPM) 1 000 Temperatura (°C): 18 pH trabajo 10,5
 [Na₂S₂O₃] (M) 0,2 [Cu] (mM) 2 [NH₃] (M) 0,2

Tiempo (h)	[Tiosulfato] (g/L)	Tiosulfato pentahidratado añadido (g)	Amoniaco añadido (mL)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0,0	31,60	24,80	9,21	10,61	0,00	0,00	0,00
0,5	31,60	0,00	2,00	10,10	0,27	0,14	6,12
1,0	28,73	2,25	0,00	10,10	0,27	0,14	6,12
2,0	24,95	5,22	1,00	10,00	0,40	0,20	9,07
3,0	31,60	0,00	0,00	10,05	0,52	0,26	11,79
4,0	31,60	0,00	0,00	10,00	0,57	0,29	12,92
5,0	29,63	1,55	2,00	9,98	0,60	0,30	13,60
6,0	31,60	0,00	4,00	10,10	0,62	0,31	14,05
24,0	21,06	0,00	0,00	9,80	1,24	0,62	28,11
Total añadido (g)/(mL)		33,82	18,21				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		135,28	72,84				

Balance metalúrgico

Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)
		(mg/kg)	(mg/L)		
Relave (kg)	0,229	6,86		1,571	71,22
Solución fuerte (L)	0,550		1,02	0,561	25,43
Solución lavado (L)	0,295		0,25	0,074	3,34
		Total		2,206	100,00

Concentración oro (g/t) 9,63

Recuperación (%) 28,78

AIV.3. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #3, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra Mineral de Agroindustrial "El Corazón"

Ensayo 3

Objetivo Recuperar de oro

Condiciones de molienda

Tiempo (min) 37,2 Peso Mineral (kg) 1
 Gravimetría (µm) 100 Sólidos (%) 62,5

Condiciones de lixiviación

Peso Mineral (g) 250 Sólidos (%) 33,33
 Volumen agua (mL) 500 pH inicial: 12,1 Duración (h) 24
 Agitación (RPM) 1 000 Temperatura (°C): 18 pH trabajo 12
 [Na₂S₂O₃] (M) 0,2 [Cu] (mM) 2 [NH₃] (M) 0,8

Tiempo (h)	[Tiosulfato] (g/L)	Tiosulfato pentahidratado añadido (g)	Amoníaco añadido (mL)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0,0	31,60	24,80	29,54	13,00	0,00	0,00	0,00
0,5	31,60	0,00	0,00	12,50	0,14	0,07	2,76
1,0	31,60	0,00	0,00	12,30	0,27	0,14	5,32
2,0	31,60	0,00	0,00	12,30	0,40	0,20	7,88
3,0	31,60	0,00	0,00	12,10	0,55	0,28	10,83
4,0	31,60	0,00	0,00	12,10	0,57	0,29	11,23
5,0	29,63	1,55	2,00	12,10	0,60	0,30	11,82
6,0	31,60	0,00	0,00	12,10	0,67	0,34	13,20
24,0	21,06	0,00	0,00	11,50	0,94	0,47	18,51
Total añadido (g)/(mL)		26,35	31,54				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		105,40	126,16				

Balance metalúrgico

Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)
		(mg/kg)	(mg/L)		
Relave (kg)	0,228	8,95		2,041	80,38
Solución fuerte (L)	0,540		0,9	0,486	19,14
Solución lavado (L)	0,300		0,04	0,012	0,47
Total				2,539	100,00

Concentración oro (g/t) 11,13

Recuperación (%) 19,62

AIV.4. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #4, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra	Mineral de Agroindustrial "El Corazón"						
Ensayo	4						
Objetivo	Recuperar de oro						
Condiciones de molienda							
Tiempo (min)	37,2	Peso Mineral (kg)	1				
Gravimetría (µm)	100	Sólidos (%)	62,5				
Condiciones de lixiviación							
Peso Mineral (g)	88,2	Sólidos (%)	15				
Volumen agua (mL)	500	pH inicial:	11,8	Duración (h)	24		
Agitación (RPM)	1 500	Temperatura (°C):	20	pH trabajo	10,5		
[Na ₂ S ₂ O ₃] (M)	0,2	[Cu] (mM)	2	[NH ₃] (M)	0,1		
Tiempo (h)	[Tiosulfato] (g/L)	Tiosulfato pentahidratado añadido (g)	Amoníaco añadido (mL)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0,0	31,60	24,80	4,00	10,85	0,00	0,00	0,00
0,5	31,60	0,00	0,00	10,30	0,34	0,17	28,54
1,0	29,11	1,96	1,00	10,10	0,33	0,17	27,70
2,0	31,60	0,00	2,00	9,96	0,35	0,18	29,38
3,0	29,89	1,34	1,00	10,00	0,34	0,17	28,54
4,0	31,60	0,00	0,00	10,05	0,37	0,19	31,06
5,0	28,36	2,54	3,00	9,68	0,38	0,19	31,90
6,0	31,60	0,00	0,00	10,25	0,45	0,23	37,78
24,0	31,60	0,00	0,00	8,60	0,55	0,28	46,17
Total añadido (g)/(mL)		30,64	11,00				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		347,23	124,66				
Balance metalúrgico							
Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)		
		(mg/kg)	(mg/L)				
Relave (kg)	0,079	4,006		0,318	53,41		
Solución fuerte (L)	0,500		0,51	0,255	42,82		
Solución lavado (L)	0,250		0,09	0,023	3,78		
Total				0,596	100,00		
Concentración oro (g/t) 7,50				Recuperación (%) 46,59			

AIV.5. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #5, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra Mineral de Agroindustrial "El Corazón"

Ensayo 5

Objetivo Recuperar de oro

Condiciones de molienda

Tiempo (min) 37,2 Peso Mineral (kg) 1
 Gravimetría (µm) 100 Sólidos (%) 62,5

Condiciones de lixiviación

Peso Mineral (g) 88,2 Sólidos (%) 15
 Volumen agua (mL) 500 pH inicial: 10,89 Duración (h) 24
 Agitación (RPM) 1 500 Temperatura (°C): 19 pH trabajo 10,5
 [Na₂S₂O₃] (M) 0,2 [Cu] (mM) 10 [NH₃] (M) 0,05

Tiempo (h)	[Tiosulfato] (g/L)	Tiosulfato pentahidratado añadido (g)	Amoníaco añadido (mL)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0,0	31,60	24,80	2,00	10,89	0,00	0,00	0,00
0,5	31,60	0,00	1,00	10,08	0,24	0,12	13,36
1,0	31,60	0,00	0,00	10,40	0,30	0,15	16,70
2,0	26,61	3,92	0,50	10,02	0,31	0,16	17,25
3,0	31,60	0,00	0,00	10,05	0,35	0,18	19,48
4,0	31,60	0,00	1,00	9,72	0,35	0,18	19,48
5,0	30,64	0,75	0,20	10,11	0,36	0,18	20,04
6,0	31,60	0,00	4,00	9,96	0,37	0,19	20,59
24,0	28,09	0,00	0,00	9,43	0,74	0,37	41,18
Total añadido (g)/(mL)		29,47	8,70				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		333,98	98,59				

Balance metalúrgico

Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)
		(mg/kg)	(mg/L)		
Relave (kg)	0,080	6,25		0,499	55,58
Solución fuerte (L)	0,505		0,74	0,374	41,60
Solución lavado (L)	0,195		0,13	0,025	2,82
		Total		0,898	100,00

Concentración oro (g/t) 11,24

Recuperación (%) 44,42

AIV.6. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #6, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra	Mineral de Agroindustrial "El Corazón"						
Ensayo	6						
Objetivo	Recuperar de oro						
Condiciones de molienda							
Tiempo (min)	37,2	Peso Mineral (kg)	1				
Gravimetría (µm)	100	Sólidos (%)	62,5				
Condiciones de lixiviación							
Peso Mineral (g)	88,2	Sólidos (%)	15				
Volumen agua (mL)	500	pH inicial:	11,5	Duración (h)	24		
Agitación (RPM)	1 500	Temperatura (°C):	19	pH trabajo	10,5		
[Na ₂ S ₂ O ₃] (M)	0,2	[Cu] (mM)	6	[NH ₃] (M)	0,05		
Tiempo (h)	[Tiosulfato] (g/L)	Tiosulfato pentahidratado añadido (g)	Amoníaco añadido (mL)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0,0	31,60	24,80	0,20	11,50	0,00	0,00	0,00
0,5	31,60	0,00	2,00	9,65	0,30	0,15	20,25
1,0	27,90	3,38	0,00	11,05	0,27	0,14	18,22
2,0	30,02	1,24	0,00	10,70	0,35	0,18	23,62
3,0	30,02	1,24	0,00	10,32	0,36	0,18	24,30
4,0	30,02	1,24	0,30	9,91	0,32	0,16	21,60
5,0	30,02	1,24	0,20	10,05	0,34	0,17	22,95
6,0	31,60	0,00	0,00	10,05	0,35	0,18	23,62
24,0	27,29	0,00	0,00	9,80	0,45	0,23	30,37
Total añadido (g)/(mL)		33,14	2,70				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		375,57	30,60				
Balance metalúrgico							
Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)		
		(mg/kg)	(mg/L)				
Relave (kg)	0,079	6,32		0,502	67,82		
Solución fuerte (L)	0,500		0,43	0,215	29,02		
Solución lavado (L)	0,260		0,09	0,023	3,16		
Total				0,741	100,00		
Concentración oro (g/t) 9,32				Recuperación (%) 32,18			

AIV.7. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #7, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra	Mineral de Agroindustrial "El Corazón"						
Ensayo	7						
Objetivo	Recuperar de oro						
Condiciones de molienda							
Tiempo (min)	37,2	Peso Mineral (kg)	1				
Gravimetría (μm)	100	Sólidos (%)	62,5				
Condiciones de lixiviación							
Peso Mineral (g)	88,2	Sólidos (%)	15				
Volumen agua (mL)	500	pH inicial:	11,8	Duración (h)	72		
Agitación (RPM)	1 500	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$):	18	pH trabajo	10,5		
[$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$] (M)	0,2	[Cu] (mM)	2	[NH_3] (M)	0,1		
Tiempo (h)	[Tiosulfato] (g/L)	Tiosulfato pentahidratado añadido (g)	Amoníaco añadido (mL)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0,0	31,60	24,80	4,60	10,80	0,00	0,00	0,00
2,0	31,60	0,00	2,00	10,80	0,45	0,23	30,75
4,0	28,85	2,16	2,00	10,60	0,53	0,27	36,22
6,0	27,65	3,10	4,00	10,50	0,57	0,29	38,95
21,0	27,65	3,10	3,00	10,00	0,73	0,37	49,89
28,0	27,65	3,10	2,00	10,40	0,66	0,33	45,10
30,0	31,60	0,00	4,00	10,40	0,67	0,34	45,79
45,0	26,54	3,97	4,00	10,00	0,69	0,35	47,15
50,0	28,85	2,16	1,00	10,30	0,67	0,34	45,79
52,0	28,85	2,16	3,00	10,20	0,63	0,32	43,05
54,0	31,60	0,00	4,00	10,30	0,67	0,34	45,79
69,0	26,54	3,97	4,00	10,00	0,61	0,31	41,69
72,0	31,60	0,00	0,00	10,50	0,61	0,31	41,69
Total añadido (g)/(mL)		48,52	45,60				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		549,86	516,77				
Balance metalúrgico							
Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)		
		(mg/kg)	(mg/L)				
Relave (kg)	0,080	4,53		0,362	49,47		
Solución fuerte (L)	0,585		0,58	0,339	46,37		
Solución lavado (L)	0,190		0,16	0,030	4,16		
		Total		0,732	100,00		
Concentración oro (g/t) 9,16				Recuperación (%) 50,53			

AIV.8. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #8, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra Mineral de Agroindustrial "El Corazón"

Ensayo 8

Objetivo Recuperar de oro

Condiciones de molienda

Tiempo (min) 37,2 Peso Mineral (kg) 1
 Gravimetría (µm) 100 Sólidos (%) 62,5

Condiciones de lixiviación

Peso Mineral (g) 88,2 Sólidos (%) 15
 Volumen agua (mL) 500 pH inicial: 11,7 Duración (h) 24
 Agitación (RPM) 1 500 Temperatura (°C): 19 pH trabajo 10,5
 [Na₂S₂O₃] (M) 0,4 [Cu] (mM) 2 [NH₃] (M) 0,05

Tiempo (h)	[Tiosulfato] (g/L)	Tiosulfato pentahidratado añadido (g)	Amoníaco añadido (mL)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0	63,20	49,60	4,60	11,70	0,00	0,00	0,00
1	63,20	0,00	0,00	11,20	0,60	0,30	43,40
2	63,20	0,00	0,50	10,90	0,60	0,30	43,40
4	62,07	0,89	2,00	10,70	0,63	0,32	45,57
6	63,20	0,00	4,00	10,60	0,63	0,32	45,57
21	57,93	4,13	4,00	9,90	0,63	0,32	45,57
24	63,20	0,00	0,00	10,70	0,67	0,34	48,46
Total añadido (g)/(mL)		54,62	15,10				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		618,99	171,12				

Balance metalúrgico

Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)
		(mg/kg)	(mg/L)		
Relave (kg)	0,079	4,48		0,356	51,52
Solución fuerte (L)	0,610		0,51	0,311	45,00
Solución lavado (L)	0,300		0,08	0,024	3,47
		Total		0,691	100,00

Concentración oro (g/t) 8,70

Recuperación (%) 48,48

AIV.9. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #9, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra Mineral de Agroindustrial "El Corazón"

Ensayo 9

Objetivo Recuperar de oro

Condiciones de molienda

Tiempo (min) 37,2 Peso Mineral (kg) 1
 Gravimetría (µm) 100 Sólidos (%) 62,5

Condiciones de lixiviación

Peso Mineral (g) 88,2 Sólidos (%) 15
 Volumen agua (mL) 500 pH inicial: 11,6 Duración (h) 24
 Agitación (RPM) 1 500 Temperatura (°C): 19 pH trabajo 10,5
 [Na₂S₂O₃] (M) 0,7 [Cu] (mM) 2 [NH₃] (M) 0,1

Tiempo (h)	[Tiosulfato] (g/L)	Tiosulfato pentahidratado añadido (g)	Amoniaco añadido (mL)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0	110,60	86,80	1,00	11,60	0,00	0,00	0,00
1	103,42	5,64	0,20	11,10	0,98	0,49	81,84
2	110,60	0,00	0,20	10,90	0,95	0,48	79,34
4	110,60	0,00	0,50	10,60	0,89	0,45	74,33
6	103,42	5,64	1,00	10,50	0,86	0,43	71,82
21	103,42	5,64	1,50	9,60	0,91	0,46	76,00
24	110,60	0,00	0,00	10,40	0,97	0,49	81,01
Total añadido (g)/(mL)		103,72	4,40				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		1175,43	49,86				

Balance metalúrgico

Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)
		(mg/kg)	(mg/L)		
Relave (kg)	0,079	1,36		0,108	18,06
Solución fuerte (L)	0,610		0,76	0,464	77,43
Solución lavado (L)	0,300		0,09	0,027	4,51
			Total	0,599	100,00

Concentración oro (g/t) 7,53

Recuperación (%) 81,94

AIV.10. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #10, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra Mineral de Agroindustrial "El Corazón"

Ensayo 10

Objetivo Recuperar de oro

Condiciones de molienda

Tiempo (min) 29 Peso Mineral (kg) 1
 Gravimetría (µm) 132 Sólidos (%) 62,5

Condiciones de lixiviación

Peso Mineral (g) 88,2 Sólidos (%) 15
 Volumen agua (mL) 500 pH inicial: 11,0 Duración (h) 24
 Agitación (RPM) 1 500 Temperatura (°C): 17 pH trabajo 10,5
 [Na₂S₂O₃] (M) 0,7 [Cu] (mM) 2 [NH₃] (M) 0,1

Tiempo (h)	[Tiosulfato] (g/L)	Tiosulfato pentahidratado añadido (g)	Amoníaco añadido (mL)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0	110,60	86,80	1,00	11,00	0,00	0,00	0,00
1	87,51	18,12	0,70	10,30	0,74	0,37	53,95
2	110,60	0,00	0,70	10,50	0,82	0,41	59,79
4	103,42	5,64	0,70	10,40	0,81	0,41	59,06
6	110,60	0,00	0,70	10,60	0,74	0,37	53,95
21	110,60	0,00	0,70	9,90	0,78	0,39	56,87
24	110,60	0,00	0,00	10,40	0,80	0,40	58,33
Total Añadido (g)/(mL)		110,56	4,50				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		1252,95	51,00				

Balance metalúrgico

Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)
		(mg/kg)	(mg/L)		
Relave (kg)	0,084	3,06		0,258	37,66
Solución fuerte (L)	0,500		0,81	0,405	59,06
Solución lavado (L)	0,250		0,09	0,023	3,28
		Total		0,686	100,00

Concentración oro (g/t) 8,13

Recuperación (%) 62,34

AIV.11. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #11, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra Mineral de Agroindustrial "El Corazón"

Ensayo 11

Objetivo Recuperar de oro

Condiciones de molienda

Tiempo (min) 37,2 Peso Mineral (kg) 1
Gravimetría (µm) 100 Sólidos (%) 62,5

Condiciones de lixiviación

Peso Mineral (g) 250 Sólidos (%) 33,33
Volumen agua (mL) 500 pH inicial: 11,6 Duración (h) 24
Agitación (RPM) 1 500 Temperatura (°C): 19 pH trabajo 10,5
[Na₂S₂O₃] (M) 0,7 [Cu] (mM) 2 [NH₃] (M) 0,1

Tiempo (h)	[Tiosulfato] (g/L)	Tiosulfato pentahidratado añadido (g)	Amoníaco añadido (mL)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0	110,60	86,80	1,50	8,80	0,00	0,00	0,00
1	87,51	18,12	1,00	10,10	0,59	0,30	15,02
2	110,60	0,00	1,00	10,30	0,70	0,35	17,83
4	103,42	5,64	1,00	10,40	0,65	0,33	16,55
6	110,60	0,00	1,00	10,40	0,70	0,35	17,83
21	110,60	0,00	1,50	10,50	0,86	0,43	21,90
24	110,60	0,00	0,00	9,80	0,95	0,48	24,19
Total añadido (g)/(mL)		110,56	7,00				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		442,24	28,00				

Balance metalúrgico

Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)
		(mg/kg)	(mg/L)		
Relave (kg)	0,244	6,01		1,469	74,81
Solución fuerte (L)	0,580		0,79	0,458	23,34
Solución lavado (L)	0,260		0,14	0,036	1,85
		Total		1,963	100,00

Concentración oro (g/t) 8,03

Recuperación (%) 25,19

AIV.12. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #12, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra Mineral de Agroindustrial "El Corazón"

Ensayo 12

Objetivo Recuperar de oro

Condiciones de molienda

Tiempo (min) 37,2 Peso Mineral (kg) 1

Gravimetría (μm) 100 Sólidos (%) 62,5

Condiciones de lixiviación

Peso Mineral (g) 250 Sólidos (%) 33,33

Volumen agua (mL) 500 pH inicial: 10,8 Duración (h) 1

Agitación (RPM) 1 500 Temperatura ($^{\circ}\text{C}$): 19 pH trabajo 10,5

[$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$] (M) 1,5 [Cu] (mM) 10 [NH_3] (M) 0,1

Tiempo (h)	[Tiosulfato] (g/L)	Tiosulfato pentahidratado añadido (g)	Amoniaco añadido (mL)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0	237,00	186,00	1,50	10,80	0,00	0,00	0,00
15	237,00	0,00	0,50	10,00	1,06	0,53	23,71
30	237,00	0,00	0,50	10,20	2,12	1,06	47,41
45	237,00	0,00	0,20	10,30	3,20	1,60	71,57
60	237,00	0,00	0,00	10,30	3,60	1,81	80,96
Total añadido (g)/(mL)		186,00	2,70				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		744	10,8				

Balance metalúrgico

Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)
		(mg/kg)	(mg/L)		
Relave (kg)	0,227	1,93		0,438	19,60
Solución fuerte (L)	0,500		3,45	1,725	77,16
Solución lavado (L)	0,250		0,29	0,073	3,24
Total				2,236	100,00

Concentración oro (g/t) 9,85

Recuperación (%) 80,40

AIV.13. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #13, LIXIVIACIÓN CON TIOSULFATO

Muestra Mineral de Agroindustrial "El Corazón"

Ensayo 13

Objetivo Recuperar de oro

Condiciones de molienda

Tiempo (min) 37,2 Peso Mineral (kg) 1
 Gravimetría (µm) 100 Sólidos (%) 62,5

Condiciones de lixiviación

Peso Mineral (g) 333,3 Sólidos (%) 40
 Volumen agua (mL) 500 pH inicial: 11,3 Duración (h) 1
 Agitación (RPM) 1 500 Temperatura (°C): 20 pH trabajo 10,5
 [Na₂S₂O₃] (M) 1,5 [Cu] (mM) 10 [NH₃] (M) 0,1

Tiempo (h)	[Tiosulfato] (g/L)	Tiosulfato pentahidratado añadido (g)	Amoníaco añadido (mL)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0	237,00	186,00	1,00	11,30	0,00	0,00	0,00
15	237,00	0,00	1,00	9,80	1,89	0,95	31,97
30	237,00	0,00	0,00	10,40	2,56	1,28	43,30
45	237,00	0,00	0,50	10,30	3,78	1,89	63,94
60	237,00	0,00	0,00	10,50	4,28	2,14	72,39
Total añadido (g)/(mL)		186,00	2,50				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		558,00	7,50				

Balance metalúrgico

Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)
		(mg/kg)	(mg/L)		
Relave (kg)	0,301	2,78		0,837	28,33
Solución fuerte (L)	0,520		3,56	1,851	62,62
Solución lavado (L)	0,250		1,07	0,268	9,05
		Total		2,956	100,00

Concentración oro (g/t) 9,81

Recuperación (%) 71,67

AIV.14. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #14, LIXIVIACIÓN CON CIANURO

Muestra Mineral de Agroindustrial "El Corazón"

Ensayo 14

Objetivo Recuperar de oro

Condiciones de molienda

Tiempo (min) 37,2 Peso Mineral (kg) 1
 Gravimetría (µm) 100 Sólidos (%) 62,5

Condiciones de lixiviación

Peso Mineral (g) 250 Sólidos (%) 33,33
 Volumen agua (mL) 500 pH inicial: 11,1 Duración (h) 24
 Agitación (RPM) 1 000 Temperatura (°C): 19 pH trabajo 10,5
 [NaCN] (g/L) 1,0

Tiempo (h)	[Cianuro] (g/L)	Cianuro de sodio añadido (g)	Cal añadida (g)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0,0	1,00	0,50	1,00	11,10	0,00	0,00	0,00
0,5	0,80	0,10	0,00	11,59	0,49	0,25	9,47
1,0	0,60	0,20	0,00	11,21	0,88	0,44	17,02
2,0	0,80	0,10	0,00	11,15	1,36	0,68	26,30
4,0	0,70	0,20	0,00	10,95	2,20	1,10	42,54
6,0	0,35	0,30	0,80	10,83	2,61	1,31	50,47
21,0	0,10	0,40	0,00	10,30	4,17	2,09	80,63
24,0	0,20	0,00	0,00	10,70	4,10	2,05	79,28
Total añadido (g)/(mL)		1,80	1,80				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		7,2	7,2				

Balance metalúrgico

Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)
		(mg/kg)	(mg/L)		
Relave (kg)	0,237	2,15		0,510	19,72
Solución fuerte (L)	0,510		3,6	1,836	71,00
Solución lavado (L)	0,205		1,17	0,240	9,28
		Total		2,586	100,00

Concentración oro (g/ton) 10,90

Recuperación (%) 80,28

AIV.15. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #15, LIXIVIACIÓN CON CIANURO

Muestra Mineral de Agroindustrial "El Corazón"

Ensayo 15

Objetivo Recuperar de oro

Condiciones de molienda

Tiempo (min) 37,2 Peso Mineral (kg) 1
 Gravimetría (µm) 100 Sólidos (%) 62,5

Condiciones de lixiviación

Peso Mineral (g) 88,2 Sólidos (%) 15
 Volumen agua (mL) 500 pH inicial: 12,2 Duración (h) 24
 Agitación (RPM) 1 000 Temperatura (°C): 19 pH trabajo 10,5
 [NaCN] (g/L) 1,0

Tiempo (h)	[Cianuro] (g/L)	Cianuro de sodio añadido (g)	Cal añadida (g)	pH	Au (mg/L)	Au (mg)	Recuperación Au (%)
0	1,00	0,50	1,00	12,20	0,00	0,00	0,00
1	1,00	0,00	0,00	12,40	0,07	0,10	13,18
2	1,00	0,00	0,00	12,10	0,35	0,18	23,06
4	1,00	0,00	0,00	12,00	0,44	0,22	28,99
6	1,00	0,00	0,80	11,90	0,66	0,33	43,48
21	1,00	0,00	0,00	11,40	1,15	0,58	75,76
24	1,00	0,00	0,00	11,40	1,29	0,65	84,99
Total añadido (g)/(mL)		0,50	1,80				
Consumo (kg/ton)/(L/ton)		5,67	20,40				

Balance metalúrgico

Fracción	Cantidad	Concentración		Au (mg)	Repartición Au (%)
		(mg/kg)	(mg/L)		
Relave (kg)	0,080	1,45		0,116	15,27
Solución fuerte (L)	0,490		1,19	0,583	76,83
Solución lavado (L)	0,250		0,24	0,060	7,91
		Total		0,759	100,00

Concentración oro (g/t) 9,50

Recuperación (%) 84,73

ANEXO V

FICHAS TÉCNICAS DE ENSAYOS DE POST-RECUPERACIÓN DE ORO A PARTIR DE LIXIVIADOS

AV.1. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #1, ADSORCIÓN CON CARBÓN ACTIVADO

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 1

Objetivo Adsorber oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Carbón (g)	3,57	Concentración carbón (g/L)	23,8
pH inicial	10,1	Volumen solución (mL)	150
Agitación (RPM)	500	Temperatura (°C)	19
Tamaño carbón	4×8	Duración (h)	2
pH trabajo	10		

Tiempo (h)	Volumen de HCl añadido (mL)	Volumen de NH ₃ añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	0,00	0,00	10,10	0,22	0,0330	0,00
0,5	0,00	0,00	10,20	0,21	0,0294	10,91
1,0	0,00	0,00	10,20	0,19	0,0266	19,39
1,5	0,00	0,00	10,20	0,15	0,0210	36,36
2,0	0,00	0,00	10,20	0,14	0,0196	40,61

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,220	0,033
Solución barren (L)	0,140	0,140	0,020

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	59,39
Carbón activado	40,61
Total	100,00

**AV.2. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #2, ADSORCIÓN CON CARBÓN
ACTIVADO**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 2

Objetivo Adsorber oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Carbón (g)	9	Concentración carbón (g/L)	60
pH inicial	9,5	Volumen solución (mL)	150
Agitación (RPM)	500	Temperatura (°C)	19
Tamaño carbón	4×8	Duración (h)	2
pH trabajo	10		

Tiempo (h)	Volumen de HCl añadido (mL)	Volumen de NH ₃ añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	0,00	0,20	9,50	0,11	0,0165	0,00
0,5	0,00	0,00	10,10	0,11	0,0136	17,33
1,0	0,00	0,00	10,00	0,11	0,0136	17,33
1,5	0,00	0,00	10,00	0,10	0,0124	24,85
2,0	0,00	0,00	9,90	0,10	0,0124	24,85

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,110	0,017
Solución barren (L)	0,124	0,100	0,012

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	75,15
Carbón activado	24,85
Total	100,00

**AV.3. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #3, ADSORCIÓN CON CARBÓN
ACTIVADO**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 3

Objetivo Adsorber oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Carbón (g)	9	Concentración carbón (g/L)	60
pH inicial	9,6	Volumen solución (mL)	150
Agitación (RPM)	500	Temperatura (°C)	19
Tamaño carbón	4×8	Duración (h)	6
pH trabajo	10		

Tiempo (h)	Volumen de HCl añadido (mL)	Volumen de NH ₃ añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0	0,00	0,20	9,60	0,16	0,0240	0,00
3	0,00	0,00	10,10	0,15	0,0195	18,75
4	0,00	0,00	10,40	0,14	0,0182	24,17
5	0,00	0,10	10,30	0,13	0,0169	29,58
6	0,00	0,00	10,40	0,13	0,0169	29,58

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,160	0,024
Solución barren (L)	0,130	0,130	0,017

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	70,42
Carbón activado	29,58
Total	100,00

**AV.4. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #4, ADSORCIÓN CON CARBÓN
ACTIVADO IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 4

Objetivo Adsorber oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Carbón (g)	3,57	Concentración carbón (g/L)	23,8
pH inicial	10,2	Volumen solución (mL)	150
Agitación (RPM)	500	Temperatura (°C)	19
Tamaño carbón	4×8	Cobre en carbón (%)	33,63
pH trabajo	10	Concentración Cu (g/L)	8
Duración (h)	4		

Tiempo (h)	Volumen de HCl añadido (mL)	Volumen de NH ₃ añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0	0,00	0,00	10,20	0,16	0,02	0,00
1	0,00	0,00	10,30	0,14	0,01	41,67
2	0,00	0,00	10,40	0,12	0,01	50,00
3	0,00	0,00	10,50	0,15	0,02	37,50
4	0,00	0,00	10,30	0,16	0,02	33,33

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,160	0,024
Solución barren (L)	0,100	0,160	0,016

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	66,67
Carbón activado con cobre	33,33
Total	100,00

**AV.5. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #5, ADSORCIÓN CON CARBÓN
ACTIVADO IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 5

Objetivo Adsorber oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Carbón (g)	52,52	Concentración carbón (g/L)	350,13
pH inicial	10,3	Volumen solución (mL)	150
Agitación (RPM)	500	Temperatura (°C)	19
Tamaño carbón	4×8	Cobre en carbón (%)	4,57
pH trabajo	10	Concentración Cu (g/L)	16
Duración (h)	2		

Tiempo (h)	Volumen de HCl añadido (mL)	Volumen de NH ₃ añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	0,00	0,00	10,30	0,05	0,0075	0,00
0,5	0,00	0,20	9,50	0,04	0,0056	25,33
1,0	0,00	0,20	9,80	0,04	0,0056	25,33
1,5	0,00	0,00	10,00	0,03	0,0042	44,00
2,0	0,00	0,00	9,90	0,03	0,0042	44,00

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,050	0,008
Solución barren (L)	0,140	0,030	0,004

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	56,00
Carbón activado con cobre	44,00
Total	100,00

**AV.6. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #6, ADSORCIÓN CON CARBÓN
ACTIVADO IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 6

Objetivo Adsorber oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Carbón (g)	19,59	Concentración carbón (g/L)	130,6
pH inicial	10,2	Volumen solución (mL)	150
Agitación (RPM)	500	Temperatura (°C)	16
Tamaño carbón	4×8	Cobre en carbón (%)	12,12
pH trabajo	10	Concentración Cu (g/L)	16
Duración (h)	2		

Tiempo (h)	Volumen de HCl añadido (mL)	Volumen de NH ₃ añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	0,00	0,00	10,20	0,11	0,0165	0,00
0,5	0,00	0,00	10,40	0,10	0,0124	24,85
1,0	0,00	0,00	10,80	0,10	0,0124	24,85
1,5	0,30	0,00	10,80	0,10	0,0124	24,85
2,0	0,00	0,00	10,20	0,10	0,0124	24,85

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,110	0,017
Solución barren (L)	0,124	0,100	0,012

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	75,15
Carbón activado con cobre	24,85
Total	100,00

**AV.7. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #7, ADSORCIÓN CON CARBÓN
ACTIVADO IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 7

Objetivo Adsorber oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Carbón (g)	13,2	Concentración carbón (g/L)	88
pH inicial	10,4	Volumen solución (mL)	150
Agitación (RPM)	500	Temperatura (°C)	19
Tamaño carbón	4×8	Cobre en carbón (%)	18,18
pH trabajo	10	Concentración Cu (g/L)	16
Duración (h)	2		

Tiempo (h)	Volumen de HCl añadido (mL)	Volumen de NH ₃ añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	0,00	0,00	10,40	0,09	0,0135	0,00
0,5	0,20	0,00	10,80	0,09	0,0108	20,00
1,0	0,50	0,00	10,80	0,08	0,0096	28,89
1,5	0,10	0,30	10,50	0,07	0,0084	37,78
2,0	0,00	0,00	10,50	0,06	0,0072	46,67

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,090	0,014
Solución barren (L)	0,120	0,060	0,007

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	53,33
Carbón activado con cobre	46,67
Total	100,00

**AV.8. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #8, ADSORCIÓN CON CARBÓN
ACTIVADO IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 8

Objetivo Adsorber oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Carbón (g)	52,52	Concentración carbón (g/L)	350,13
pH inicial	10,4	Volumen solución (mL)	150
Agitación (RPM)	500	Temperatura (°C)	17
Tamaño carbón	4×8	Cobre en carbón (%)	4,57
pH trabajo	9,6	Concentración Cu (g/L)	16
Duración (h)	2		

Tiempo (h)	Volumen de HCl añadido (mL)	Volumen de NH ₃ añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	0,40	0,00	10,40	0,11	0,0165	0,00
0,5	0,40	0,00	10,30	0,09	0,0099	40,00
1,0	0,30	0,00	10,00	0,09	0,0099	40,00
1,5	0,10	0,30	9,70	0,09	0,0099	40,00
2,0	0,00	0,00	9,60	0,09	0,0099	40,00

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,110	0,017
Solución barren (L)	0,110	0,090	0,010

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	60,00
Carbón activado con cobre	40,00
Total	100,00

**AV.9. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #9, ADSORCIÓN CON CARBÓN
ACTIVADO IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 9

Objetivo Adsorber oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Carbón (g)	19,59	Concentración carbón (g/L)	130,6
pH inicial	10,3	Volumen solución (mL)	150
Agitación (RPM)	500	Temperatura (°C)	16
Tamaño carbón	4×8	Cobre en carbón (%)	12,12
pH trabajo	9,6	Concentración Cu (g/L)	16
Duración (h)	2		

Tiempo (h)	Volumen de HCl añadido (mL)	Volumen de NH ₃ añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	0,40	0,00	10,30	0,10	0,0150	0,00
0,5	0,20	0,00	10,00	0,10	0,0120	20,00
1,0	0,00	0,00	9,70	0,09	0,0108	28,00
1,5	0,40	0,00	10,20	0,08	0,0096	36,00
2,0	0,00	0,00	9,70	0,07	0,0084	44,00

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,100	0,015
Solución barren (L)	0,120	0,070	0,008

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	56,00
Carbón activado con cobre	44,00
Total	100,00

**AV.10. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #10, ADSORCIÓN CON CARBÓN
ACTIVADO IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 10

Objetivo Adsorber oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Carbón (g)	13,2	Concentración carbón (g/L)	88
pH inicial	10,4	Volumen solución (mL)	150
Agitación (RPM)	500	Temperatura (°C)	19
Tamaño carbón	4×8	Cobre en carbón (%)	18,18
pH trabajo	9,6	Concentración Cu (g/L)	16
Duración (h)	2		

Tiempo (h)	Volumen de HCl añadido (mL)	Volumen de NH ₃ añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	0,40	0,00	10,40	0,11	0,0165	0,00
0,5	0,20	0,00	9,90	0,10	0,0120	27,27
1,0	0,10	0,00	9,80	0,10	0,0120	27,27
1,5	0,10	0,30	9,60	0,09	0,0108	34,55
2,0	0,00	0,00	10,00	0,09	0,0108	34,55

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,110	0,017
Solución barren (L)	0,120	0,090	0,011

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	65,45
Carbón activado con cobre	34,55
Total	100,00

**AV.11. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #11, ADSORCIÓN CON CARBÓN
ACTIVADO IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 11

Objetivo Adsorber oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Carbón (g)	6,6	Concentración carbón (g/L)	44
pH inicial	9,9	Volumen solución (mL)	150
Agitación (RPM)	500	Temperatura (°C)	20
Tamaño carbón	4×8	Cobre en carbón (%)	18,18
pH trabajo	10	Concentración Cu (g/L)	8
Duración (h)	2		

Tiempo (h)	Volumen de HCl añadido (mL)	Volumen de NH ₃ añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	0,00	0,00	9,90	0,11	0,0165	0,00
0,5	0,00	0,00	10,60	0,11	0,0147	10,67
1,0	0,10	0,00	10,80	0,10	0,0134	18,79
1,5	0,00	0,00	10,50	0,10	0,0134	18,79
2,0	0,00	0,00	10,80	0,09	0,0121	26,91

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,110	0,017
Solución barren (L)	0,134	0,090	0,012

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	73,09
Carbón activado con cobre	26,91
Total	100,00

**AV.12. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #12, CEMENTACIÓN CON POLVO DE
COBRE**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 12

Objetivo Precipitar oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Cobre (g) 1,2 Agitación (RPM) 1500

pH inicial 10 Volumen solución (mL) 150

pH trabajo 10 Concentración Cu (g/L) 8

Duración (h) 2 Tamaño cobre (μm) 38

Temperatura ($^{\circ}\text{C}$) 18

Tiempo (h)	Volumen de NH_3 añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,00	0,00	10,00	0,21	0,03	0,00
0,25	0,30	9,70	0,18	0,02	31,43
1,00	0,50	9,60	0,16	0,02	39,05
2,00	0,00	9,60	0,11	0,01	58,10

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,210	0,032
Solución barren (L)	0,120	0,110	0,013

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	41,90
Polvo de cobre	58,10
Total	100,00

**AV.13. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #13, CEMENTACIÓN CON POLVO DE
COBRE**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 13

Objetivo Precipitar oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Peso Cobre (g)	2,4	Agitación (RPM)	1500
pH inicial	9,4	Volumen solución (mL)	150
pH trabajo	10	Concentración Cu (g/L)	16
Duración (h)	2	Tamaño cobre (μm)	38
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	19		

Tiempo (h)	Volumen de NH_3 añadido (mL)	pH	Concentración Au (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	0,20	9,40	0,12	0,02	0,00
0,5	0,00	10,10	0,11	0,01	20,56
1,0	0,00	10,00	0,11	0,01	20,56
1,5	0,00	10,00	0,10	0,01	27,78
2,0	0,00	9,90	0,10	0,01	27,78

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,150	0,120	0,018
Solución barren (L)	0,130	0,100	0,013

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	72,22
Polvo de cobre	27,78
Total	100,00

**AV.14. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #14, CONCENTRACIÓN POR
FLOTACIÓN IÓNICA**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 14

Objetivo Recuperar oro de lixiviado

Condiciones de flotación

Duración (min) 40 Agitación (RPM) 900

pH inicial 9,0 Volumen solución (L) 1,2

Operaciones	Tiempo (min)	Volumen (mL)	pH	Reactivos de Flotación (mL)	
Primera flotación				Amina Cuaternaria (100%)	Flomin F-121 (1%)
Acondicionamiento	5	1 200	9	1,20	1,20
Flotación A	5	230			
Segunda flotación					
Acondicionamiento	5	970	10	1,00	1,00
Flotación B	5	230			
Tercera flotación					
Acondicionamiento	5	632	10	0,60	0,60
Flotación C	5	114			
Cuarta flotación					
Acondicionamiento	5	518	9,9	0,50	0,50
Flotación D	5	36			
Relave		500			

Fracción	Volumen (mL)	Volumen (%)	Concentración Au (mg/L)	Au (mg)	Repartición Au (%)
A	230	18,88	0,060	13,80	43,21
B	338	27,75	0,030	10,14	31,75
A+B	568	46,63	0,042	23,94	74,95
C	114	9,36	0,020	2,28	7,14
A+B+C	682	55,99	0,038	26,22	82,09
D	36	2,96	0,020	0,72	2,25
A+B+C+D	718	58,95	0,038	26,94	84,35
Relave	500	41,05	0,010	5,00	15,65
Alimentación recalculada	1218	100,00	0,026	31,94	100,00

Recuperación acumulada (%) 84,35

**AV.15. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #15, CONCENTRACIÓN POR
FLOTACIÓN IÓNICA**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 15

Objetivo Recuperar oro de lixiviado

Condiciones de flotación

Duración (min) 40 Agitación (RPM) 900

pH inicial 9,7 Volumen solución (L) 1,0

Operaciones	Tiempo (min)	Volumen (mL)	pH	Reactivos de Flotación (mL)	
				Amina Cuaternaria (100%)	Flomin F-121 (1%)
Primera flotación					
Acondicionamiento	5	1 000	9,7	1,00	1,00
Flotación A	5	350			
Segunda flotación					
Acondicionamiento	5	650	9,6	0,60	0,60
Flotación B	5	220			
Tercera flotación					
Acondicionamiento	5	430	9,6	0,40	0,40
Flotación C	5	80			
Cuarta flotación					
Acondicionamiento	5	350	9,6	0,00	0,00
Flotación D	5	25			
Relave		325			

Fracción	Volumen (mL)	Volumen (%)	Concentración Au (mg/L)	Au (mg)	Repartición Au (%)
A	350	35,00	0,800	0,28	41,73
B	220	22,00	0,800	0,18	26,23
A+B	570	57,00	0,800	0,46	67,95
C	80	8,00	0,810	0,06	9,66
A+B+C	650	65,00	0,801	0,52	77,61
D	25	2,50	0,810	0,02	3,02
A+B+C+D	675	67,50	0,802	0,54	80,63
Relave	325	32,50	0,400	0,13	19,37
Alimentación recalculada	1000	100,00	0,671	0,67	100,00

Recuperación acumulada (%) 80,63

**AV.16. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #16, CONCENTRACIÓN POR
FLOTACIÓN IÓNICA**

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 16

Objetivo Recuperar oro de lixiviado

Condiciones de flotación

Duración (min) 40 Agitación (RPM) 900

pH inicial 9,1 Volumen solución (L) 1,0

Operaciones	Tiempo (min)	Volumen (mL)	pH	Reactivos de Flotación (mL)	
Primera flotación				Amina Cuaternaria (100%)	Flomin F-121 (1%)
Acondicionamiento	5	1 000	9,1	2,00	1,00
Flotación A	5	400			
Segunda flotación					
Acondicionamiento	5	600	9,7	1,00	1,00
Flotación B	5	130			
Tercera flotación					
Acondicionamiento	5	470	9,7	0,40	0,40
Flotación C	5	60			
Cuarta flotación					
Acondicionamiento	5	410	9,6	0,00	0,00
Flotación D	5	40			
Relave		400			

Fracción	Volumen (mL)	Volumen (%)	Concentración Au (mg/L)	Au (mg)	Repartición Au (%)
A	400	38,83	0,660	264,00	38,11
B	130	12,62	0,670	87,10	12,57
A+B	530	51,46	0,662	351,10	50,69
C	60	5,83	0,660	39,60	5,72
A+B+C	590	57,28	0,662	390,70	56,40
D	40	3,88	0,650	26,00	3,75
A+B+C+D	630	61,17	0,661	416,70	60,16
Relave	400	38,83	0,690	276,00	39,84
Alimentación recalculada	1030	100,00	0,673	692,70	100,00

Recuperación acumulada (%) 60,16

AV.17. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #17, ELECTRÓLISIS

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 17

Objetivo Depositar oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Amperaje (mA)	12,6	Densidad de corriente (A/m ²)	6
pH inicial	9,8	Volumen solución (mL)	200
Voltaje (V)	0,35	Temperatura (°C)	25
Duración (min)	60	[Na ₂ SO ₃] (M)	0

Tiempo (min)	Amperaje (mA)	Voltaje (V)	pH	[Au] (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	12,00	0,35	9,80	0,52	0,1040	0,00
10,0	10,00	0,30	9,80	0,50	0,0925	11,06
20,0	12,00	0,30	9,80	0,45	0,0833	19,95
30,0	11,00	0,35	9,70	0,44	0,0814	21,73
40,0	13,00	0,45	9,70	0,43	0,0796	23,51
50,0	9,00	0,22	9,70	0,42	0,0777	25,29
60,0	12,00	0,30	9,70	0,40	0,0740	28,85

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,200	0,520	0,104
Solución barren (L)	0,185	0,400	0,074

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	71,15
Cátodo de acero	28,85
Total	100,00

AV.18. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #18, ELECTRÓLISIS

Muestra Lixiviado amoniacal de tiosulfato

Ensayo 18

Objetivo Depositar oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Amperaje (mA)	12,6	Densidad de corriente (A/m ²)	6
pH inicial	9,8	Volumen solución (mL)	200
Voltaje (V)	0,35	Temperatura (°C)	18
Duración (min)	60	[Na ₂ SO ₃] (M)	0,1

Tiempo (min)	Amperaje (mA)	Voltaje (V)	pH	[Au] (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	12,60	0,35	9,80	0,57	0,1140	0,00
10,0	12,00	0,30	9,80	0,57	0,1026	10,00
20,0	12,80	0,35	9,80	0,54	0,0972	14,74
30,0	13,00	0,50	9,80	0,53	0,0954	16,32
40,0	12,00	0,30	9,90	0,52	0,0936	17,89
50,0	12,00	0,30	9,90	0,50	0,0900	21,05
60,0	14,00	0,56	9,90	0,47	0,0846	25,79

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Lixiviado (L)	0,200	0,570	0,114
Solución barren (L)	0,180	0,470	0,085

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	74,21
Cátodo de acero	25,79
Total	100,00

AV.19. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #19, ELECTRÓLISIS

Muestra Concentrado de flotación iónica

Ensayo 19

Objetivo Depositar oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Amperaje (mA)	12,6	Densidad de corriente (A/m ²)	6
pH inicial	9,8	Volumen solución (mL)	200
Voltaje (V)	0,35	Temperatura (°C)	25
Duración (min)	60	[Na ₂ SO ₃] (M)	0

Tiempo (min)	Amperaje (mA)	Voltaje (V)	pH	[Au] (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	12,60	0,35	9,80	0,81	0,1620	0,00
10,0	12,70	0,36	9,90	0,79	0,1454	10,27
20,0	12,80	0,35	10,00	0,72	0,1325	18,22
30,0	12,40	0,53	9,90	0,64	0,1178	27,31
40,0	12,00	0,30	9,90	0,63	0,1159	28,44
50,0	12,50	0,30	9,90	0,62	0,1141	29,58
60,0	13,00	0,32	9,90	0,62	0,1141	29,58

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Concentrado flotación (L)	0,200	0,810	0,162
Solución barren (L)	0,184	0,620	0,114

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	70,42
Cátodo de acero	29,58
Total	100,00

AV.20. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #20, ELECTRÓLISIS

Muestra Concentrado de flotación iónica

Ensayo 20

Objetivo Depositar oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Amperaje (A)	0,2	Densidad de corriente (A/m ²)	80
pH inicial	10	Volumen solución (mL)	200
Voltaje (V)	1,5	Temperatura (°C)	20
Duración (h)	3	[Na ₂ SO ₃] (M)	0

Tiempo (min)	Amperaje (A)	Voltaje (V)	pH	[Au] (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	0,21	1,38	10,00	0,72	0,1440	0,00
0,5	0,24	1,49	10,00	0,66	0,1056	26,67
1,0	0,19	1,51	9,90	0,55	0,0880	38,89
1,5	0,18	1,66	11,20	0,42	0,0672	53,33
2,0	0,19	1,51	12,00	0,35	0,0560	61,11
2,5	0,17	1,45	10,10	0,22	0,0352	75,56
3,0	0,12	1,53	10,00	0,16	0,0256	82,22

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Concentrado flotación (L)	0,200	0,720	0,144
Solución barren (L)	0,160	0,160	0,026

Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	17,78
Cátodo de acero	82,22
Total	100,00

AV.21. FICHA TÉCNICA DEL ENSAYO #21, ELECTRÓLISIS

Muestra Concentrado de flotación iónica

Ensayo 21

Objetivo Depositar oro de lixiviado

Condiciones de adsorción

Amperaje (mA)	12,6	Densidad de corriente (A/m ²)	6
pH inicial	10	Volumen solución (mL)	200
Voltaje (V)	0,35	Temperatura (°C)	20
Duración (h)	3	[Na ₂ SO ₃] (M)	0

Tiempo (min)	Amperaje (mA)	Voltaje (V)	pH	[Au] (mg/L)	Masa Au (mg)	Recuperación (%)
0,0	12,70	0,38	10,00	0,66	0,1320	0,00
0,5	13,00	0,35	10,00	0,59	0,0944	28,48
1,0	12,60	0,34	9,90	0,58	0,0928	29,70
1,5	12,80	0,37	10,20	0,54	0,0864	34,55
2,0	14,00	0,40	10,00	0,51	0,0816	38,18
2,5	13,00	0,38	10,10	0,38	0,0608	53,94
3,0	12,10	0,34	10,00	0,30	0,0480	63,64

Fracción		Concentración (mg/L)	Au (mg)
Concentrado flotación (L)	0,200	0,660	0,132
Solución barren (L)	0,160	0,300	0,048

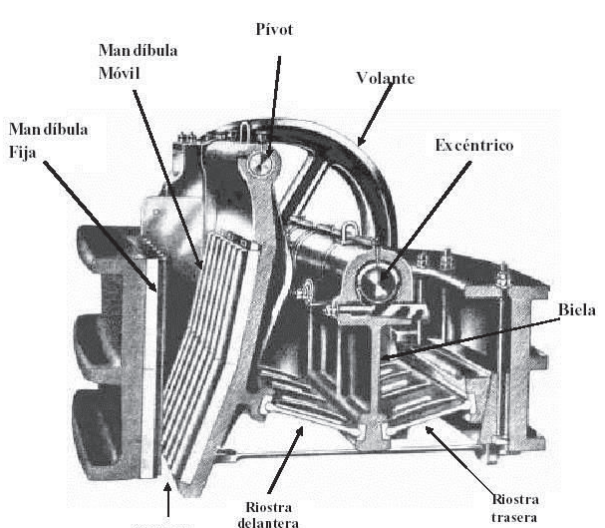
Repartición de oro

Fracción	Repartición (%)
Solución barren	36,36
Cátodo de acero	63,64
Total	100,00

ANEXO VI

DIMENSIONES Y CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS DE LA PLANTA

AVI.1. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #1

Nombre del equipo: Trituradora de mandíbulas, TR-102		
Fabricante: Dingsheng	Modelo: Jawcrusher 250x400	Material de construcción: Acero al carbono
		Número en planta: 1
Dimensiones Longitud: 1,1 m Ancho: 1,14 m Altura: 1,39 m	Parámetros de diseño: Capacidad: 20 t/h Abertura de alimentación: 210 mm Potencia: 15 kW Peso: 2,8 ton Rango de descarga: 20 - 80 mm	
Principio de funcionamiento: El motor eléctrico rota por medio de la polea que conduce el eje excéntrico, dejando la mandíbula móvil acercarse y distanciarse periódicamente a la mandíbula fija. Realiza las múltiples trituraciones tales como extrusión, frotación y enrodillamiento.		
Modalidad de operación: Batch		
Esquema del equipo:		
 <p>El diagrama muestra un corte transversal de un triturador de mandíbulas. Se observan dos mandíbulas: una fija y una móvil que se acercan y se alejan periódicamente. El mecanismo de accionamiento incluye un eje excéntrico conectado a un volante y una bieleta. Las partes inferiores del equipo están etiquetadas como riostra delantera, riostra trasera y garganta.</p>		

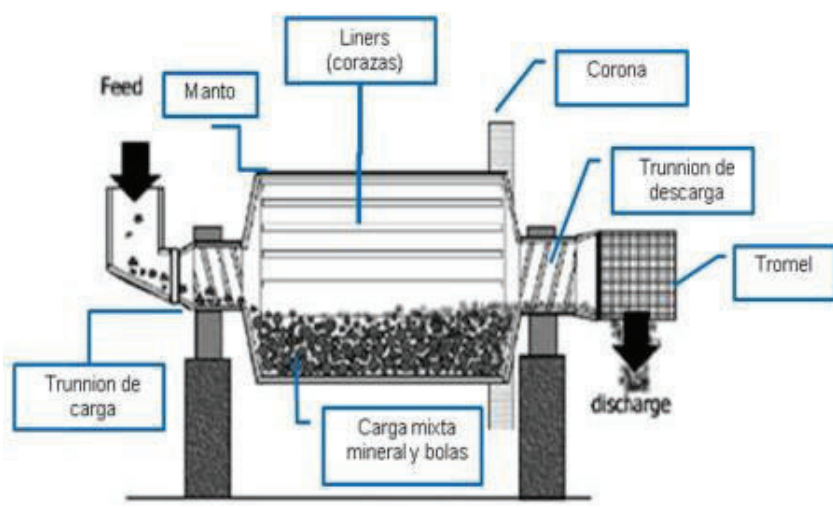
AVI.2. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #2

Nombre del equipo: Trituradora de cono, TR-104		
Fabricante: Limingco	Modelo: Spring Cone Crusher PYB600	Material de construcción : Acero al carbono
		Número en planta: 1
Dimensiones: Longitud: 2,8 m Ancho: 1,3 m Altura: 1,7 m	Parámetros de diseño: Capacidad: 23 t/h Abertura de alimentación: 35 mm Potencia: 30 kW Rango de descarga: 3 - 15 mm	
Principio de funcionamiento: El sistema de liberación de resorte de la trituradora y un sistema de protección de sobrecarga permiten pasar por la cámara de trituración sin dañar a la trituradora. Usa aceite seco, agua, dos tipos de formación sellado de piedra de yeso y aceite para motores separados. Dichos accesorios aseguran un rendimiento fiable. El tipo de cámara de trituración depende del tamaño de la alimentación y la finura del producto triturado. El tipo de operación estándar se aplica a trituración media, el tipo de operación mediano se aplica a trituración media o fina y el tipo de operación de cabeza pequeña se aplica a trituración fina.		
Modalidad de operación: Batch		
Esquema del equipo:		
<p>El diagrama muestra un corte longitudinal de la trituradora de cono. Las etiquetas incluyen: Distributeur (distribuidor), Mâchoire fixe (mandíbula fija), Cône (cono), Anneau anti-poussiere (anillo anti-polvo), Contre-arbre (eje de contrarrotación), Arbre principal (eje principal), Cylindre hydraulique (cilindro hidráulico) y Ressort de Tension (resorte de tensión). El diagrama también muestra un logo 'MVB' con un engranaje.</p>		

AVI.3. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #3

Nombre del equipo: Tamiz vibratorio, T-101, T103		
Fabricante: Shanghai Xuanshi Machinery Co.	Modelo: 2YA1237	Material de construcción: Acero al varbono
		Número en planta: 2
Dimensiones: Longitud: 1,2 m Ancho: 2,7 m	Parámetros de diseño: Área de Trabajo: 2 m ² Abertura: 3,00 - 1,27 cm Dimensiones de malla: 2m × 1m Potencia: 9 HP Velocidad: 900 RPM	
Principio de funcionamiento: El motor dirige el bloque excéntrico para hacer una rotación de alta velocidad a través del acoplamiento. El bloque excéntrico rotatorio produce una fuerza centrífuga para estimular la caja tamizadora para realizar un movimiento de amplitud circular. Los materiales en la superficie oblicua de la pantalla son lanzados continuamente y las partículas que son más pequeñas que los poros tamizados, pasan a través del tamizador para ser clasificados.		
Modalidad de operación: Batch		
Esquema del equipo:		
		

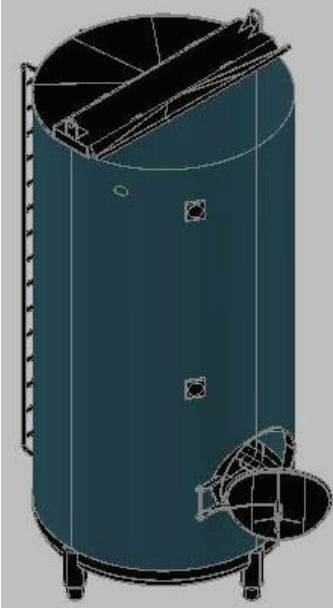
AVI.4. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #4

Nombre del equipo: Molino de bolas, M-201		
Fabricante: Shanghai Xuanshi Machinery Co	Modelo: Φ2400×3600	Material de construcción: AISI 304
		Número en planta: 1
Dimensiones: Longitud: 10,43 m Ancho: 10,43 m	Parámetros de diseño: Tamaño alimentación: 25 mm Rango de descarga: 0,047 - 0,4 mm Velocidad: 19 RPM Potencia: 320 kW Capacidad: 8 - 60 t/h	
Principio de funcionamiento: El molino de bolas es de tipo de red y es manejado con engranajes. Los materiales son al primer espiral a través del eje hueco con un dispositivo alimentador. El depósito tiene una tabla delgada de madera en forma de escalera u honda, y tiene bolas de acero de diferentes especificaciones. El tanque que rota causa una fuerza centrífuga. Bajo la función de la fuerza centrífuga, las bolas de acero son elevadas a cierta altura y caen en los materiales para molerlos. Después de ser despedazados en el primer depósito, los materiales entran en el segundo depósito (con bolas de acero y una tabla delgada de madera). Finalmente, el polvo es descargado del plato para terminar la molienda.		
Modalidad de operación: Continuo		
Esquema del equipo:		
 <p>El diagrama ilustra el funcionamiento de un molino de bolas. El material de alimentación (Feed) entra por un trunnion de carga (Trunnion de carga) a través de un manto (Manto) en el interior del molino. El molino está equipado con liners (corazas) y una corona (Corona). El material se mueve a través de un trunnion de descarga (Trunnion de descarga) y un tromel (Tromel) hacia un punto de descarga (discharge). El contenido del molino es una carga mixta de mineral y bolas (Carga mixta mineral y bolas).</p>		


AVI.5. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #5

Nombre del equipo: Hidrociclón, CL-202		
Fabricante: N/A	Modelo: N/A	Material de construcción: AISI 304
		Número en planta: 1
Dimensiones: Diámetro: 30,48 cm Altura: 1,9 m	Parámetros de diseño: Vortex: 24,64 cm Apex: 6,4 cm Diámetro alimentación: 8,89 cm D50: 744 μm Eficiencia: 76,1 %	
<p>Principio de funcionamiento:</p> <p>El tamaño en el que las partículas se separan es función del diámetro del ciclón, dimensiones de salida, la presión de alimentación y las características relativas de las partículas y el líquido. La eficiencia de la separación es una función de la concentración de los sólidos. Cuanto mayor sea la concentración, menor será la eficiencia de la separación. Si el rango de tamaño de las partículas es limitada, pero hay diferencias en la densidad entre los tipos de partículas, las partículas más densas salen preferentemente en el ápice. Por consiguiente, el dispositivo es un medio de concentración selectiva de minerales.</p>		
Modalidad de operación: Continuo		
<p>Esquema del equipo:</p>		

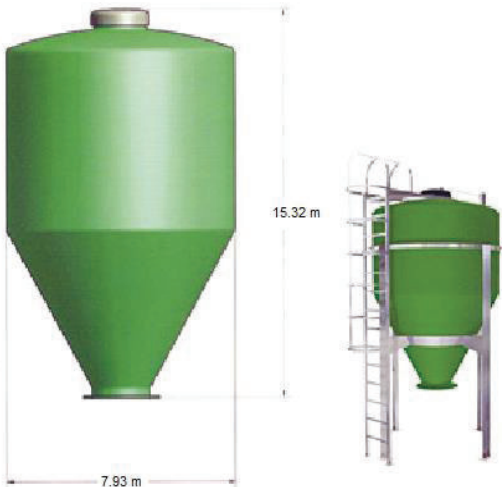
AVI.6. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #6

Nombre del equipo: Tanque sumidero, TN-203		
Fabricante: NA	Modelo: NA	Material de construcción: AISI 304
		Número en planta: 1
Dimensiones: Diámetro: 4,5 m Altura: 6,7 m	Parámetros de diseño: Volumen: 106,9 m ³ Espesor cilindro: 12 mm Tipo de tanque: Abierto Fondo: Plano Espesor fondo: 70,72 mm Constante de diseño: 0,55 Resistencia de diseño: 165 N/mm ² Eficiencia soldadura: 0,85 Factor corrosión: 1 mm Sobredimensionamiento: 31,03 %	
Principio de funcionamiento: La pulpa se carga por arriba del tanque junto con una determinada cantidad de agua y la pulpa resultante se descarga por la parte inferior. El Tanque no posee tapa superior y el fondo es de tapa plana.		
Modalidad de operación: Continuo		
Esquema del equipo:		
		

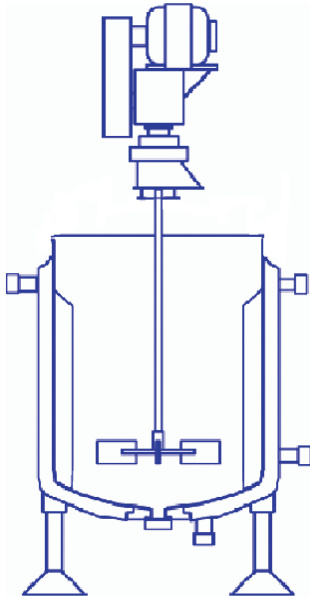
AVI.7. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #7

Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de reciclaje, TN-308		
Fabricante: NA	Modelo: NA	Material de construcción: AISI 304
		Número en planta: 1
Dimensiones: Diámetro: 4,6 m Altura: 6,94 m	Parámetros de diseño: Volumen: 116,5 m ³ Espesor cilindro: 12 mm Tipo de tanque: Abierto Fondo: Plano Espesor fondo: 12 mm Constante de diseño: 0,55 Resistencia de diseño: 165 N/mm ² Eficiencia soldadura: 0,85 Factor corrosión: 1 mm Sobredimensionamiento: 31,04 %	
Principio de funcionamiento: El relave de que proviene del proceso de flotación iónica se almacena en este tanque cuyo caudal fluye desde la parte superior. Cuando inicia el siguiente proceso de lixiviación, se descarga parte del relave para reciclar el agua con los reactivos de lixiviación hacia los tanques agitados.		
Modalidad de operación: Continuo		
Esquema del equipo:		
 <p>The image shows a large, blue, cylindrical storage tank with a yellow ladder and pipes. The tank is situated outdoors in an industrial setting. A white label on the tank reads: 'New water storage tank, 4 feet Capacity, 100,000 gallons, Carbon Steel'. The tank is surrounded by a concrete base and has several blue pipes connected to it.</p>		

AVI.8. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #8

Nombre del equipo: Silo de almacenamiento, TN-204		
Fabricante: NA	Modelo: NA	Material de construcción: AISI 304
		Número en planta: 1
Dimensiones: Diámetro: 7,93 m Altura: 15,32 m	Parámetros de diseño: Volumen: 660,22 m ³ Altura cilindro: 11,8 m Espesor cilindro: 12 mm Tipo de tanque: Cerrado Fondo: Cónico Tapa: Toriesférica Espesor fondo: 12,71 mm Altura cono: 1,80 m Altura tapa: 1,62 m Resistencia de diseño: 165 N/mm ² Eficiencia soldadura: 0,85 Factor corrosión: 1 mm Ángulo de cono: 35 ° Sobredimensionamiento: 31,40 %	
Principio de funcionamiento: La pulpa se carga por arriba del silo y una determinada cantidad de pulpa se descarga por el fondo cónico del silo hacia los tanques de lixiviación.		
Modalidad de operación: Batch		
Esquema del equipo:		
		


AVI.9. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #9

Nombre del equipo: Tanque de lixiviación, LIX-301			
Fabricante: NA	Modelo: N A	Material de construcción: AISI 304	
		Número en planta: 5	
Dimensiones:	Parámetros de diseño:		
Diámetro: 4,72 m	Parámetros Tanque: Volumen: 90,68 m ³ Altura cilindro: 4,72 m Espesor cilindro: 12 mm Tipo de tanque: Abierto Fondo: Toriesférico Espesor tapa: 12 mm Altura tapa: 0,96 m Resistencia de diseño: 165 N/mm ² Eficiencia soldadura: 0,85 Factor corrosión: 1 mm Sobredimensionamiento: 30,26 %	Parámetros Agitación: Tipo de impulsor: Vertical Blade Agitación: 42 RPM Diámetro impulsor: 1,57 m Potencia consumida: 3,66 kW Ancho cuchillas: 0,20 m Altura impulsor: 1,36 m Ancho deflectores: 0,31 m Número de deflectores: 4 Número de impulsores: 1	
Altura: 5,68 m			
Principio de funcionamiento:			
La pulpa se carga por arriba del silo y una determinada cantidad de pulpa se descarga por el fondo cónico del silo hacia los tanques de lixiviación.			
Modalidad de operación: Batch			
Esquema del equipo:			
			

AVI.10. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #10

Nombre del equipo: Filtro prensa, F-306		
Fabricante: SIEMENS	Modelo: VPA 10-24	Material de construcción: AISI 304
		Número en planta: 1
Dimensiones: Altura: 2,75 m Longitud: 7,3 m Ancho: 2,31 m	Parámetros de diseño: Capacidad: 46373,25 L Presión: 7 bar Potencia: 22 kW Dimensiones placa: 1000 x 1000 mm	
Principio de funcionamiento: La pulpa es transportada a la entrada del filtro por medio de una bomba de lodos a una presión de 7 bar, los sólidos serán retenidos en las placas mientras la solución clarificada pasa a la salida del filtro. Las placas son lavadas automáticamente después de cada carga.		
Modalidad de operación: Batch		
Esquema del equipo:		
<p>El diagrama ilustra el funcionamiento de un filtro prensa. A la izquierda, se muestra una 'Pieza móvil de presión' que comprime la pulpa entre las 'Placas intermedias inactivas'. El flujo de la pulpa pasa a través de un 'Filtro de tela' y se dirige hacia las 'Placas' a la derecha. Estas placas están divididas en 'Placas intermedias activas' y una 'Placa de primaria'. El filtrado claro sale de la placa primaria. La 'Entrada de fangos' está ubicada en la parte inferior derecha. Una 'Pieza fija de presión' está ubicada a la derecha de las placas. La 'Placa separadora' está ubicada entre las placas intermedias inactivas y el filtro de tela. La 'Placa de final' está ubicada entre el filtro de tela y las placas intermedias activas.</p>		

AVI.11. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #11

Nombre del equipo: Celda de flotación, CF-307		
Fabricante: Metso	Modelo: RCS 3	Material de construcción: AISI 304
		Número en planta: 4
Dimensiones: Altura: 2,79 m Diámetro: 1,70	Parámetros de diseño: Volumen: 3 m ³ Transmisión: caja de engranajes Potencia (por celda): 11 kW Requisito de aire: 30 m ³ /min	
<p>Principio de funcionamiento:</p> <p>La solución a flotar es cargada a la celda, se añaden los reactivos de flotación y se procede a abrir el suministro de aire. La espuma de concentrado formada sobre la superficie de líquido es removida al terminado el proceso, la solución restante se reutiliza en el proceso de lixiviación.</p>		
Modalidad de operación: Batch		
<p>Esquema del equipo:</p> 		

AVI.12. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #12

Nombre del equipo: Celda de electrodeposición, EL-401		
Fabricante: NA	Modelo: NA	Material de construcción: Hormigón
		Número en planta: 5
Dimensiones: Longitud: 8,8 m Ancho: 1,8 m Altura: 1,81 m	Parámetros de diseño: Volumen: 28,72 m ³ Densidad de corriente: 100 A/m ² Voltaje: 1,5 V Potencia: 1,99 kW	
Principio de funcionamiento: El concentrado de flotación iónica llega a las celdas electrolíticas donde se aplica la corriente directa para la deposición del oro metálico en la superficie de los cátodos de acero inoxidable. El proceso dura alrededor de tres horas luego del cual se raspan los cátodos para retirar el oro depositado.		
Modalidad de operación: Batch		
Esquema del equipo:		
<p>El diagrama muestra un tanque rectangular con una placa de distribución en la parte superior izquierda que alimenta a una serie de ánodos espaciadores. Entre los ánodos se encuentran los cátodos. Hay conectores para los cátodos y los ánodos en la parte superior. Un rebosador está en la parte superior derecha, y un drenaje está en la parte inferior central. Una salida de salda está en la parte inferior derecha.</p>		

AVI.13. FICHA TÉCNICA DE EQUIPO #13

Nombre del equipo: Horno de fundición, H-402		
Fabricante: BorelSwiss SA	Modelo: CA 1280-6	Material de construcción: Acero AISI 204, interior en fibra cerámica y ladrillo refractario.
		Número en planta: 1
Dimensiones: Longitud: 60 cm Ancho: 62 cm Altura: 67 cm	Parámetros de diseño: Capacidad: 60 kg Temperatura máxima: 1 280 °C Potencia: 4,5 kW	
Principio de funcionamiento: Se calienta el horno a 1200 °C, lo cual asegura una fundición completa, junto con el crisol en el cual se colocan 1000 g de oro y se deja durante 30 minutos.		
Modalidad de operación: Batch		
Esquema del equipo:		
		

ANEXO VII

CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DE EQUIPOS

En el presente apartado se muestran los cálculos pertinentes para dimensionar los tanques de lixiviación, el filtro prensa, el banco de celdas de flotación y las celdas electrolíticas.

TANQUES DE LIXIVIACIÓN

La cantidad de pulpa que ingresa al proceso de lixiviación se divide para un total de cinco tanques agitados. De esta forma se obtiene la cantidad de pulpa que ingresa a cada tanque.

$$m = \frac{348,9 t}{5 \text{ tanques}} = 69,78 \frac{t}{\text{tanque}} \quad [\text{AVII.1}]$$

Al dividir la pulpa para su densidad se obtiene el volumen de pulpa en cada tanque.

$$V_l = \frac{m}{\rho} = \frac{(69,78)t \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 t}}{1104 \text{ kg/m}^3} \quad [\text{AVII.2}]$$

$$V_l = 63,21 \text{ m}^3 \quad [\text{AVII.3}]$$

El volumen de pulpa se multiplica por un factor de 1,3 para sobredimensionar el volumen del cilindro del tanque en un 30%.

$$V_s = f_{SD} \times V_l = 1,3 \times 63,21 \text{ m}^3 = 82,17 \text{ m}^3 \quad [\text{AVII.4}]$$

La relación altura diámetro del tanque es de 1, por lo tanto la altura y el diámetro del tanque serían:

$$82,17 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_S}{4} = \frac{\pi \times D_i^3}{4} \quad [\text{AVII.5}]$$

$$D_i = H_S = 4,72 \text{ m} \quad [\text{AVII.6}]$$

La fórmula del espesor del cilindro está dada por:

$$t_S = \frac{P \times R_i}{S \times E - 0,6 \times P} + f_c \quad [\text{AVII.7}]$$

Donde:

P : presión dentro del tanque agitado

R_i : radio del tanque agitado

S : resistencia del material

E : eficiencia en la soldadura

f_c : factor de seguridad

La presión dentro del tanque sería la presión hidrostática.

$$P_h = \frac{g \times \rho \times H_S}{101325 \text{ Pa}} \times 14,7 \text{ psi} = 7,4 \text{ psi} \quad [\text{AVII.8}]$$

El material elegido es el acero AISI 304 por lo que su resistencia es de 23 937,82 psi. La eficiencia de la soldadura es normalmente 0,85. El factor de seguridad, al tratarse de acero inoxidable, es de 1 mm. Al remplazar los datos en la ecuación AVI.7 se calcula el espesor del cilindro del tanque agitado.

$$t_S = 2,68 \text{ mm} \quad [\text{AVII.9}]$$

Como el diámetro del tanque es mayor a 3 m se debe utilizar un espesor de 12 mm. La tapa del tanque es toriesférica por lo que su altura sería:

$$h_T = D_i - \sqrt{(rk + ri - D_i) \times (rk - ri - D_i)} \quad [\text{AVII.10}]$$

$$rk = 0,06 \times Di = 0,28 \text{ m} \quad [\text{AVII.11}]$$

$$ri = \frac{Di}{2} = 2,36 \text{ m} \quad [\text{AVII.12}]$$

Al sustituir los datos calculados en la ecuación AVI.10 se obtiene la altura de la tapa desde la base del cilindro.

$$h_T = 0,96 \text{ m} \quad [\text{AVII.13}]$$

El volumen de la tapa está dado por:

$$V_T = 0,0809 \times Di^3 = 8,51 \text{ m}^3 \quad [\text{AVII.14}]$$

El espesor de la tapa está dado por:

$$t_T = \frac{0,885 \times P \times L}{S \times E - 0,1 \times P} + f_c \quad [\text{AVII.15}]$$

Al utilizar los mismos datos que se emplearon para aplicar la ecuación AVI.7 se obtiene el espesor de la tapa toriesférica.

$$t_T = 3,22 \text{ mm} \quad [\text{AVII.16}]$$

Pero por criterio de diseño:

$$t_T = 12 \text{ mm} \quad [\text{AVII.17}]$$

El volumen del tanque está dado por la suma del volumen del cilindro y el volumen de la tapa toriesférica con un sobredimensionamiento del 30,29%.

$$V_{Tot} = V_S + V_T = 90,68 \text{ m}^3 \quad [\text{AVII.18}]$$

$$SD = \frac{V_{Tot} - V_I}{V_{Tot}} \times 100\% = \frac{90,68 \text{ m}^3 - 63,21 \text{ m}^3}{90,68 \text{ m}^3} \times 100\% = 30,29\% \quad [\text{AVII.19}]$$

Para el sistema de agitación se escogió una turbina de seis cuchillas curvas. La relación diámetro del tanque y diámetro impulsor es de 3, por lo que:

$$d = \frac{Di}{3} = \frac{4,72 \text{ m}}{3} = 1,57 \text{ m} \quad [\text{AVII.20}]$$

La agitación del impulsor sería de 0,7 revoluciones por segundo, el número de Reynolds del impulsor vendría a ser:

$$Re_i = \frac{\rho \times Ni \times d^2}{\mu} = \frac{1104 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,57^2 \text{ m}^2 \times 0,7 \frac{1}{\text{s}}}{10 \text{ Pa.s}} = 153,64 \quad [\text{AVII.21}]$$

Con el número de Reynolds calculado se obtiene el siguiente número de potencia en gráficos.

$$Re_i = 153,64 \rightarrow Np = 1,5 \quad [\text{AVII.22}]$$

Por lo tanto la potencia consumida sería:

$$P = Np \times \rho \times Ni^3 \times d^5 = 1,5 \times 1104 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,7^3 \frac{1}{\text{s}^3} \times 1,57^5 \text{ m}^5 \quad [\text{AVII.23}]$$

$$P = 3,17 \text{ kW} \quad [\text{AVII.24}]$$

La altura del líquido dentro del tanque agitado sería:

$$\frac{\pi \times Di^2 \times (H_l - h_T)}{4} = V_l - V_T = 63,21 \text{ m}^3 - 8,51 \text{ m}^3 \quad [\text{AVII.25}]$$

$$H_l = 4,09 \text{ m} \quad [\text{AVII.26}]$$

Con la altura del líquido en el interior del tanque agitado se obtiene la distancia entre el fondo del tanque y el impulsor aplicando la siguiente ecuación.

$$H_i = \frac{H_l}{3} \quad [\text{AVII.27}]$$

$$H_i = \frac{4,09 \text{ m}}{3} = 1,36 \text{ m} \quad [\text{AVII.28}]$$

El ancho de las cuchillas del impulsor sería:

$$W_i = \frac{d}{8} = 0,20 \text{ m} \quad [\text{AVII.29}]$$

Además se usarían 4 deflectores por tanque para provocar la turbulencia de la pulpa y promover la agitación perfecta. El ancho de los deflectores a emplear en los tanques es:

$$W_b = 0,2 \times d = 0,31 \text{ m} \quad [\text{AVII.30}]$$

FILTRO PRENSA

Para el diseño y selección de este equipo se consideraron los parámetros resumidos en la tabla AVII.1.

Tabla AVII.1. Parámetros para la determinación del volumen total del filtro prensa

Volumen total de alimentación, V_a (L)	316 032,61
Porcentaje de sólidos, PS	0,33
Densidad del agua, ρ (kg/L)	1,00
Peso específico del fango, gsf	1,10
Peso específico de la torta filtro, gst	2,60
Porcentaje de sólidos en la torta filtro, PSt	1,00

Con los parámetros mencionados se calculó el volumen total a tratar en el filtro prensa.

$$VT = \frac{V_a \times PS \times \rho \times gsf}{gst \times \rho \times PSt} \quad [\text{AVII.31}]$$

$$VT = 44726,30 \text{ L} \quad [\text{AVII.32}]$$

La capacidad del filtro se determina con base al volumen total a tratar y el número de cargas por cosecha. El tiempo de filtración sería de 8 horas con una carga por cosecha.

$$Capacidad = \frac{VT}{\text{Numero de filtros} \times \text{Cargas por cosecha}} = \frac{44726,30 L}{1 \times 1} \quad [AVII.33]$$

$$Capacidad = 44726,30 L \quad [AVII.34]$$

Con la capacidad del equipo se elige en el catálogo el filtro prensa adecuado.

BANCO DE CELDAS DE FLOTACIÓN

El flujo de solución a flotar en este proceso se obtiene a partir del volumen total de lixiviado que se debe tratar en un día.

$$Fp = \frac{248,9 m^3}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 h} \times \frac{1 h}{60 \text{ min}} = 0,173 \frac{m^3}{\text{min}} \quad [AVII.35]$$

El volumen útil que se requiere en una celda de flotación se calcula con el tiempo de operación de cada flotación en el laboratorio, el cual fue de 10 minutos.

$$V_{\text{útil}} = Fp \times t_{lab} \quad [AVII.36]$$

$$V_{\text{útil}} = 0,173 \frac{m^3}{\text{min}} \times 10 \text{ min} = 1,73 m^3 \quad [AVII.37]$$

En general se considera que el volumen real de la celda de flotación debe cumplir la siguiente relación con el volumen requerido.

$$Vc = \frac{V_{\text{útil}}}{0,75} = \frac{1,173 m^3}{0,75} \quad [AVII.38]$$

$$Vc = 2,3 m^3 \quad [AVII.39]$$

Con base al volumen de la celda calculado, se busca en catálogo la celda de flotación más adecuada. El número de celdas se determina con base a la siguiente relación.

$$No. Celdas = \frac{Fp \times tr}{V_{\text{útil}}} \quad [AVII.40]$$

$$No. Celdas = \frac{0,173 \frac{m^3}{min} \times 40 min}{1,73 m^3} = 4 \quad [AVII.41]$$

CELDA DE ELECTRÓLISIS

Para el diseño de este equipo se utilizaron las condiciones de los ensayos de laboratorio mostradas en la tabla AVII.2.

Tabla AVII.2 Datos para dimensionar la celda electrolítica

Volumen de lixiviado (m ³)	119,66
Au en solución (g)	746,40
Número de celdas	5
Densidad de corriente (A/m ²)	100
Voltaje (V)	1,5
Tiempo de operación (h)	3,0
Largo (m)	8,8
Ancho (m)	1,8

Se dividió el volumen del concentrado de flotación iónica para el número de celdas con el fin de obtener el volumen de solución que se destinaría a cada una de estas.

$$Vl = \frac{V_{Total}}{No.celdas} = \frac{119,66 m^3}{5} \quad [AVII.42]$$

$$Vl = 23,93 m^3 \quad [AVII.43]$$

Se sobredimensionó el volumen de la celda electrolítica en un 20 % para evitar posibles derrames.

$$V_c = V_l \times 1,2 = 23,93 \text{ m}^3 \times 1,2 \quad [\text{AVII.44}]$$

$$V_c = 28,72 \text{ m}^3 \quad [\text{AVII.45}]$$

La altura del líquido se determinó dividiendo el volumen del concentrado de flotación iónica para el área de cada celda.

$$h_l = \frac{23,93 \text{ m}^3}{(8,8 \times 1,8) \text{ m}^2} = 1,51 \text{ m} \quad [\text{AVII.46}]$$

La altura de la celda se calculó al dividir el volumen de la celda para su área.

$$h_c = \frac{28,72 \text{ m}^3}{(8,8 \times 1,8) \text{ m}^2} = 1,81 \text{ m} \quad [\text{AVII.47}]$$

El área transversal de la celda se calculó al multiplicar la altura del líquido por la longitud de cada celda.

$$A_c = 1,51 \times 8,8 = 13,29 \text{ m}^2 \quad [\text{AVII.48}]$$

El amperaje de cada celda se obtuvo multiplicando la densidad de corriente por el área transversal de la celda.

$$I = 100 \times 13,29 = 1329 \text{ A} \quad [\text{AVII.49}]$$

El consumo eléctrico de cada celda resulto del producto entre la intensidad de corriente, el voltaje aplicado y el tiempo de operación.

$$\text{Consumo eléctrico} = I \times V \times t_{op} = 1329 \text{ A} \times 1,5 \text{ V} \times 3 \text{ h} \times \frac{1 \text{ kWh}}{1000 \text{ Wh}} \quad [\text{AVII.50}]$$

$$\text{Consumo eléctrico} = 5,98 \text{ kWh} \quad [\text{AVII.51}]$$